



TUGAS AKHIR - TK145501

PABRIK GLISEROL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN PROSES *CONTINUOUS FAT SPLITTING*

IRMA CHALIDAZIA
NRP. 2314 030 052

MASITA ALFIANI
NRP. 2314 030 064

Dosen Pembimbing
Ir. Imam Syafril, MT.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK GLISEROL DARI MINYAK KELAPA
SAWIT DENGAN PROSES *CONTINUOUS FAT
SPLITTING***

IRMA CHALIDAZIA
NRP. 2314 030 052

MASITA ALFIANI
NRP. 2314 030 064

Dosen Pembimbing
Ir. Imam Syafril, MT.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



FINAL PROJECT - TK145501

Glycerol From Crude Palm Oil Using Continuous Fat Splitting

IRMA CHALIDAZIA
NRP. 2314 030 052

MASITA ALFIANI
NRP. 2314 030 064

Supervisor
Ir. Imam Syafril, MT.

DIPLOMA III CHEMICAL ENGINEERING
DEPARTEMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of VOCATIONAL
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK GLISEROL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN PROSES *CONTINUOUS FAT SPLITTING*

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada

Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

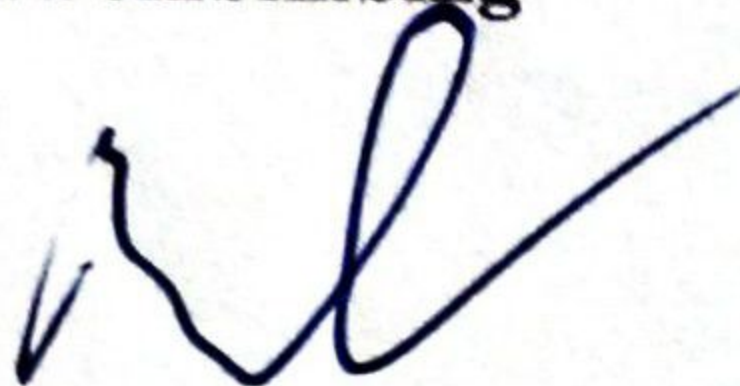
Oleh

Irma Chalidazia
Masita Alfiani

(NRP 2314 030 052)
(NRP 2314 030 064)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing



Ir. Imam Syafril, MT
NIP. 19570819 198601 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 27 JULI 2017

LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 11 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul
"Pabrik Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses *Continuous Fat Splitting*", yang disusun oleh :

Irma Chalidazia
Masita Alfiani

(NRP 2314 030 052)
(NRP 2314 030 064)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Achmad Ferdiansyah P.P, ST, MT.

2. Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Ir. Imam Syafril, MT.

SURABAYA, 27 JULI 2017

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan bagi seluruh alam. Hanya dengan Rahmat dan Hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir kami yang berjudul **Pabrik Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses *Continuous Fat Splitting***.

Tugas akhir ini disusun sebagai tugas yang harus ditempuh dan diselesaikan di akhir semester ini sebagai persyaratan kelulusan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Tujuan dari pengerjaan Tugas Akhir ini adalah mahasiswa dapat memahami dan mampu mengenal prinsip-prinsip perhitungan dari peralatan-peralatan industri terutama industri kimia yang telah dipelajari di bangku kuliah serta aplikasinya dalam sebuah perencanaan pabrik.

Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dan memberikan dukungan serta bimbingan hingga terselesaikannya Tugas Akhir ini, antara lain kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terkira kepada hamba-Nya.
2. Ayah, Ibu, adik, serta keluarga yang senantiasa telah memberikan dukungan dan motivasi kepada penulis secara moril dan materiil serta do'a yang membuat penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan tepat waktu serta usaha yang maksimal.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., MT. Selaku Koordinator Tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

5. Bapak Ir. Imam Syafril, MT. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
6. Bapak Achmad Ferdiansyah P.P, ST, MT. dan Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng. selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. dan Ibu Ir. Elly Agustiani, M.Eng. selaku Dosen Wali kami di kampus Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
8. Segenap Dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Rekan-rekan seperjuangan, angkatan 2014 Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
10. Serta semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Akhir kata penulis mengucapkan mohon maaf yang sebesar-besarnya kepada semua pihak jika dalam proses dari awal sampai akhir penulisan penelitian Tugas Akhir ini ada kata-kata atau perilaku yang kurang berkenan. Terima kasih atas perhatiannya dan kerjasamanya.

Surabaya, 27 Juli 2017

Penyusun

Pabrik Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses *Continuous Fat Splitting*

Nama Mahasiswa : 1. Irma Chalidazia 2314 030 052
2. Masita Alfiani 2314 030 064
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing : Ir. Imam Syafril, MT.

ABSTRAK

Gliserol merupakan bahan yang dibutuhkan pada berbagai industri, misalnya: obat-obatan, bahan makanan, kosmetik, pasta gigi, industri kimia, larutan anti beku, dan tinta printer. Pabrik Gliserol yang berkapasitas 8.450 ton/tahun, didirikan di Provinsi Riau. Pabrik ini menggunakan bahan baku minyak kelapa sawit.

Proses pembuatan gliserol dari minyak kelapa sawit dibagi dalam tahap persiapan bahan baku, tahap fat splitting, dan tahap pemurnian gliserol. Bahan baku utama dalam pembuatan gliserol yaitu minyak kelapa sawit, air proses, NaOH dan karbon aktif. Tahap persiapan bahan baku meliputi pemanasan minyak kelapa sawit dan air proses. Tahap kedua adalah tahap fat splitting pada suhu 250 °C dan tekanan 50 atm dengan injeksi steam 270 °C 55 atm yang merupakan reaksi hidrolisis trigliserida dalam minyak kelapa sawit dengan air. Tahap ketiga adalah tahap pemurnian gliserol. Pada tahap ini terdiri dari beberapa proses yaitu pemisahan dengan menggunakan decanter. Selanjutnya gliserol dan air akan masuk ke proses pemurnian dengan reaksi (netralisasi). Pada proses ini kandungan asam lemak akan dinetralisasi dengan NaOH yang akan menghasilkan sabun dan air. Proses selanjutnya adalah pemisahan berdasarkan perbedaan densitas (centrifuge). Proses ini bertujuan untuk memisahkan sabun dari gliserol yang memiliki konsentrasi 77% yang selanjutnya masuk ke proses evaporasi. Pada tahap ini diperoleh kemurnian sebesar 88%. Untuk mengurangi kandungan impuritisnya, dilakukan proses pemurnian menggunakan karbon aktif. Setelah itu gliserol masuk ke filter press untuk memisahkan karbon aktif dari gliserol. Proses terakhir yaitu pemurnian dengan deodorisasi untuk menghilangkan bau sehingga diperoleh kemurnian sebesar 99%. Selanjutnya ditampung dalam tangki penampung gliserol.

Dari deskripsi tentang Pembuatan Gliserol dari Crude Palm Oil dengan Proses Continuous Fat Splitting, dapat disimpulkan bahwa bahan baku yang digunakan diantaranya minyak kelapa sawit sebesar 13950 kg/jam; air proses sebesar 6975,2 kg/jam; dan steam sebesar 1595,6 kg/jam dengan produk utama berupa gliserol 99,2% dan produk samping berupa asam lemak dan sabun.

Kata kunci : *Minyak kelapa sawit, gliserol, fat splitting*

GLYCEROL FROM CRUDE PALM OIL USING CONTINUOUS FAT SPLITTING

Name : 1. Irma Chalidazia 2314 030 052
2. Masita Alfiani 2314 030 064
Department : Departement Of Chemical Engineering Industry
Supervisor : Ir. Imam Syafril, MT.

Abstract

Glycerol is a necessary material in many industries, for example: drugs, groceries, cosmetics, toothpaste, chemical industry, anti-frozen solutions, and printer inks. Glycerol factory with a capacity of 8,450 ton /year, was established in Riau Province. This plant uses raw materials of palm oil.

The process of preparing glycerol from palm oil is divided is raw material preparation stage, fat splitting stage, and glycerol purification step. The main raw materials in the manufacture of glycerol are palm oil, process water, NaOH and activated carbon. The raw material preparation stage includes heating of palm oil and process water. The second stage is the fat splitting stage at 250 °C and 50 atm pressure with 270 °C 55 atm steam injection which is the reaction of triglyceride hydrolysis in palm oil with water. The third stage is the purification step of glycerol. At this stage consists of several processes namely separation by using decanter. Furthermore, glycerol and water will enter the purification process by reaction (neutralization). In this process the fatty acid content will be neutralized with NaOH which will produce soap and water. The next process is the separation based on the difference in density (centrifuge). This process aims to separate soap from glycerol which has a concentration of 77% which then goes into the evaporation process. At this stage obtained purity of 88%. To reduce the impurities content, the purification process is done by using activated carbon. After that glycerol enter the filter press to separate the activated carbon from glycerol. The last process is purification with deodorization to remove the odor so as to obtain purity of 99%. Furthermore, it is accommodated in a glycerol reservoir tank. From the fat splitting process obtained by the side of the form of fatty acids.

From the description of the Making of Glycerol from Crude Palm Oil with Continuous Fat Splitting Process, it can be concluded that the raw materials used are oil palm of 13950 kg/hour; process water of 6975.2 kg/hour; and steam of 1595.6 kg/hr with main products of glycerol 99.2% and by-products of fatty acids and soaps.

Keywords: *Crude palm oil, glycerol, fat splitting*

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR PERSETUJUAN	
KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR GRAFIK	viii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-10
I.3 Kegunaan Gliserol	I-13
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-14
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-8
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-10
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Unit Penyedia Air	VI-1
VI.2 Perhitungan Kebutuhan Air	VI-2
VI.3 Proses Pengolahan Air	VI-5
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 Usaha-Usaha Keselamatan Kerja.....	VII-1
BAB VIII INSTRUMENTASI	VIII-1
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	
IX.1 Pengolahan Limbah pada Industri Secara Umum....	IX-1
IX.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik Gliserol.....	IX-2
BAB X KESIMPULAN	X-1

DAFTAR NOTASI	xi
DAFTAR PUSTAKA	xiii
LAMPIRAN :	
APPENDIX A NERACA MASSA	A-1
APPENDIX B NERACA PANAS	B-1
APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT	C-1
Flowsheet Proses Pabrik Gliserol	
Flowsheet Utilitas Pabrik Gliserol	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pendirian Pabrik.....	I-10
Gambar I.2	Kelapa Sawit.....	I-14
Gambar II.1	Blok Diagram Proses Saponisasi.....	II-2
Gambar II.2	Blok Diagram Proses Transesterifikasi	II-4
Gambar II.3	Blok Diagram Proses Fat Splitting	II-6
Gambar II.4	Blok Diagram Proses Pabrik Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses <i>Continuous Fat Splitting</i>	II-16

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Ekspor Gliserol.....	I-6
Grafik I.2	Impor Gliserol	I-7
Grafik I.3	Produksi Gliserol.....	I-7

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Kebutuhan Gliserol di Indonesia	I-4
Tabel I.1	Data Elspor Impor dan Produksi Gliserol di Indonesia	I-5
Tabel I.3	Peta Persebaran Produsen Gliserol di Indonesia	I-5
Tabel I.4	Komposisi Minyak Kelapa Sawit.....	I-14
Tabel I.5	Komposisi Asam Lemak Minyak Kelapa Sawit.....	I-15
Tabel I.6	Komposisi Kimia Karbon Aktif	I-20
Tabel II.1	Perbandingan Proses Pembuatan Gliserol	II-9
Tabel II.2	Perbandingan Berbagai Metode dalam Proses <i>Fat Splitting</i>	II-11
Tabel III.1	Neraca Massa Pada Menara <i>Fat Splitting</i>	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa Pada Flash Tank I	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa Pada Flash Tank II	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Pada Dekanter	III-3
Tabel III.5	Neraca Massa Pada Tangki Netralisasi	III-4
Tabel III.6	Neraca Massa Pada <i>Centrifuges</i>	III-5
Tabel III.7	Neraca Massa Pada Evaporator.....	III-6
Tabel III.8	Neraca Massa Pada Flash Tank III.....	III-7
Tabel III.9	Neraca Massa Pada Tangki Bleaching	III-7
Tabel III.10	Neraca Massa Pada Filter Press	III-8
Tabel III.11	Neraca Massa Pada Deodorizer.....	III-9
Tabel IV.1	Neraca Energi Pada Heater CPO.....	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Energi Pada Heater Air Proses.....	IV-1
Tabel IV.3	Neraca Energi Pada Menara <i>Fat Splitting</i>	IV-2
Tabel IV.4	Neraca Energi Pada Flash Tank I.....	IV-3
Tabel IV.5	Neraca Energi Pada Flash Tank II.....	IV-4
Tabel IV.6	Neraca Energi Pada Cooler Asam Lemak	IV-4
Tabel IV.7	Neraca Energi Pada Cooler Gliserol	IV-5
Tabel IV.8	Neraca Energi Pada Heater Gliserol.....	IV-6
Tabel IV.9	Neraca Energi Pada Tangki Netralisasi.....	IV-6
Tabel IV.10	Neraca Energi Pada Heater Gliserol.....	IV-7

Tabel IV.11	Neraca Energi Pada Evaporator	IV-8
Tabel IV.12	Neraca Energi Pada <i>Barometric Condensor</i>	IV-8
Tabel IV.13	Neraca Energi Pada Flash Tank III	IV-9
Tabel IV.14	Neraca Energi Pada Cooler Gliserol	IV-10
Tabel IV.15	Neraca Energi Pada Cooler Gliserol	IV-10
Tabel IV.16	Neraca Energi Pada Tangki Deodorizer.....	IV-11
Tabel IV.17	Neraca Energi Pada <i>Barometric Condensor</i>	IV-12
Tabel IV.18	Neraca Energi Pada <i>Steam Jet Ejector</i>	IV-12
Tabel IV.19	Neraca Energi Pada Cooler Gliserol	IV-13
Tabel VIII.1	Kode Instrumentasi Pada Alat Proses	VIII-3

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Sejarah

Gliserin pertama kali ditemukan pada tahun 1770 oleh Scheele, yang diproduksi dengan pemanasan minyak zaitun. Pada tahun 1784, ia meneliti bahwa substansi yang sama dapat diproduksi dari minyak nabati lain dan lemak hewan, seperti lemak babi dan mentega. Substansi ini dinamakan “The sweet principle of fats” karena rasa manis yang khas yang terdapat dalam gliserin. Pada tahun 1811, Chevreul, menciptakan nama modern gliserin dari bahasa Yunani *glyceros*, yang berarti “Manis”. Penemuan ini dianugerahi paten pertama pada tahun 1823. Chevreul juga melakukan beberapa penelitian awal pada lemak dan sabun. Sebelumnya, pada tahun 1836, Pelouze telah menentukan rumus untuk gliserol, dan akhirnya Berthlot dan Luce menerbitkan rumus struktur pada tahun 1883.

Sejarah gliserin berkaitan erat dengan sejarah pembuatan sabun karena salah satu sumber komersial pertama dari gliserin adalah *recovery* dari bahan pembuat sabun alkali, dan *lyes* terus menjadi bahan baku untuk *recovery* gliserin saat ini. Di awal tahun 1870, paten US yang pertama “*Recovery* gliserin dari sabun alkali dengan distilasi” dikeluarkan. Proses ini dikembangkan lebih lanjut oleh Runcorn pada tahun 1883. Dalam dekade berikutnya, industri sabun mulai melakukan *recovery* gliserin dari aliran limbah pembuatan sabun pada skala yang relatif besar, sehingga membuat gliserin menjadi sebuah komoditas baru.

Sumber terbesar dari gliserin adalah dari *sweetwaters* dari proses *fat splitting*, yang awalnya berasal dari pembuatan stearin untuk membuat lilin. Proses yang umum adalah proses Twitchell untuk *fat splitting*. Twitchell mengembangkan proses *fat splitting* menggunakan katalisator dan asam sulfat encer yang menghasilkan produk yang dapat diterima. Hal ini diikuti oleh *autoclave splitting* tekanan tinggi, yang mengandalkan steam



tekanan tinggi untuk hidrolisis lemak dan menghasilkan produk unggulan. *Fat splitting plants* modern saat ini, menggunakan kolom *stainless steel* dengan aliran *counter current* dari asam lemak dan *sweetwater*, yang merupakan pengembangan terbaru dalam proses pemisahan. *Sweetwaters* berkualitas tinggi yang diperoleh memungkinkan pemurnian yang efisien mencapai kemurnian yang tinggi dari gliserin yang digunakan saat ini. (Bailey's, 1951)

1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Gliserol adalah bahan yang dibutuhkan pada berbagai industri, misalnya: obat-obatan, bahan makanan, kosmetik, pasta gigi, industri kimia, larutan anti beku, dan tinta *printer*. Pertimbangan utama yang melatarbelakangi pendirian pabrik gliserol ini pada umumnya sama dengan sektor-sektor industri kimia yang lain, yaitu mendirikan suatu pabrik yang secara sosial-ekonomi cukup menguntungkan. Pendirian pabrik gliserol ini cukup menarik karena belum banyaknya pabrik gliserol di Indonesia, dan juga karena prospeknya yang menguntungkan di masa mendatang. Di samping itu, dilihat dari kebutuhan gliserol yang semakin meningkat di Indonesia, maka pabrik gliserol ini layak didirikan atas dasar pertimbangan:

1. Sebagai pemasok bahan baku untuk industri-industri farmasi dan kosmetik dalam negeri.
2. Mengurangi jumlah impor gliserol sehingga dapat menghemat devisa negara.
3. Memacu tumbuhnya industri lain yang memerlukan gliserol sebagai bahan baku.
4. Membuka lapangan kerja baru.

Selain kebutuhan gliserol dalam negeri yang meningkat, pendirian pabrik gliserol juga dapat ditunjang dari aspek ketersediaan bahan baku gliserol yang sangat melimpah di Indonesia, yaitu minyak kelapa sawit.



1.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk memproduksi gliserol adalah CPO (*Crude Palm Oil*) dan air. Indonesia merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar kedua di dunia setelah Malaysia. Dari total produksi yang dihasilkan, kebanyakan digunakan untuk ekspor dalam bentuk *Crude Palm Oil* (CPO) dan sebagian lagi diolah menjadi minyak makan untuk keperluan dalam negeri. Produksi minyak sawit terbesar di Indonesia terletak di Provinsi Riau. Total kapasitas industri pengolahan CPO sebesar 5.852 ton/jam. Dalam hal ini bahan baku cukup melimpah di Provinsi Riau (*Kementrian Perindustrian Republik Indonesia, 2011*).

1.1.4 Kebutuhan

Kebutuhan masyarakat terhadap makanan semakin meningkat seiring dengan bertambahnya populasi manusia. Tidak hanya jumlah kebutuhan yang semakin besar, juga bertambah banyaknya jenis-jenis makanan yang ditawarkan. Orientasi manusia saat ini tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan biologis, tapi juga mengarah ke gaya hidup. Gliserol bisa didapatkan dari hasil olahan industri lain, seperti industri sabun dan minyak kelapa sawit (CPO). Gliserol yang berasal dari industri sabun merupakan produk samping yang disebut *spent lye soap*. Industri pengolahan minyak kelapa sawit (CPO) atau disebut juga industri *oleochemical* tidak hanya menghasilkan gliserol, tapi juga menghasilkan *fatty acid* dalam prosesnya. Indonesia merupakan negara terbesar kedua penghasil CPO di dunia setelah Malaysia. Gliserol digunakan dalam berbagai industri seperti industri kosmetik, industri pasta gigi, industri makanan dan minuman, industri logam, industri kertas dan industri farmasi. Dengan demikian sumber bahan baku pembuatan gliserol ini banyak tersedia seiring dengan meningkatnya kebutuhan masyarakat. Berikut ini adalah data kebutuhan gliserol di Indonesia selama lima tahun terakhir.

**Tabel 1.1** Data Kebutuhan Gliserol di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (ton)
2010	33.505,0
2011	34.809,3
2012	36.113,6
2013	37.417,9
2014	40.414,0

(Badan Pusat Statistik, 2016)

Dari **Tabel 1.1** di atas, dapat dilihat bahwa kebutuhan gliserol di Indonesia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Berdasarkan data tersebut, kebutuhan gliserol diperkirakan sebesar 61.386,7 ton/tahun.

1.1.5 Aspek Pasar

Berdasarkan data kebutuhan gliserol, kebutuhan Indonesia terhadap produk gliserol masih cukup besar. Kebutuhan tiap tahun rata-rata meningkat. Dengan demikian, potensi pasar dalam negeri untuk produk gliserol masih besar. Beberapa industri yang membutuhkan gliserol diantaranya adalah industri kosmetik, farmasi, makanan dan minuman, serta industri kertas.

1.1.6 Penentuan Kapasitas Produksi

Dalam penentuan kapasitas pabrik gliserol didasarkan pada data impor, ekspor, dan produksi pada tahun 2010-2014. Berikut ini adalah data impor, ekspor, dan produksi gliserol pada tahun 2010-2014.

Tabel I.2 Data Ekspor, Impor, dan Produksi Gliserol di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)			
	Ekspor	Impor	Produksi	Kebutuhan
2010	5640	7790	31355	33505
2011	7780	14420	28169	34809
2012	13210	13091	36793	36113



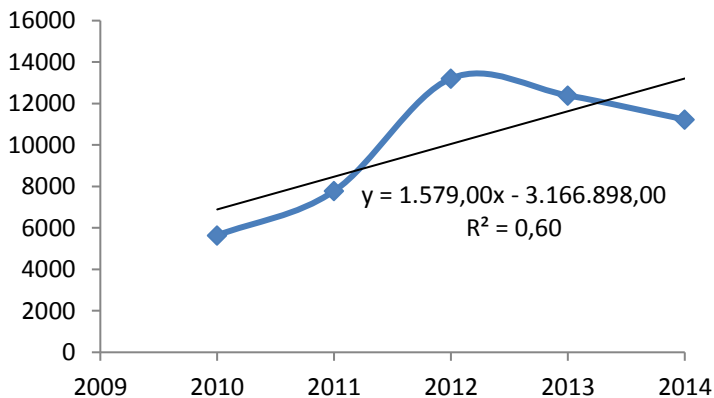
2013	12390	14290	37307	37417
2014	11230	15232	37983	40414

Selain itu, penentuan kapasitas pabrik gliserol mengacu pada pabrik gliserol yang sudah ada di Indonesia. Berikut adalah data kapasitas pabrik gliserol yang ada di Indonesia:

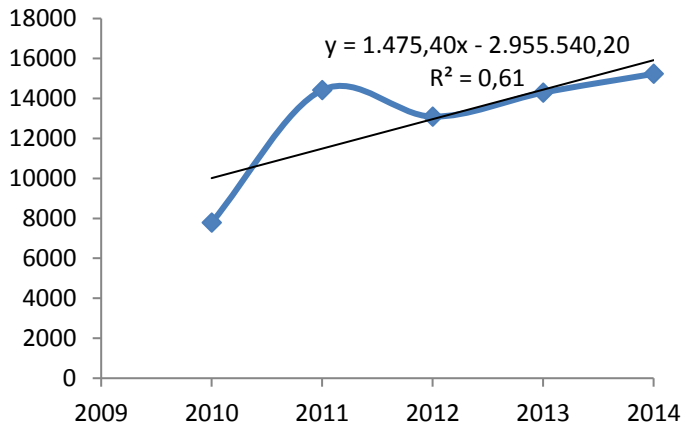
Tabel I.3 Peta Persebaran Produsen Gliserol di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/thn)
PT. Sinar Oleochemical Int	Medan	12.250
PT. Flora sawita	Medan	5.400
PT. Cisadane Raya Chemical	Tangerang	5.500
PT. Sumi Asih	Bekasi	3.500
PT. Sayap Mas Utama	Bekasi	4.000
PT. Bukit Perak	Semarang	1.440
PT. Wings Surya	Surabaya	3.500
PT. Unilever Indonesia	Surabaya	8.450

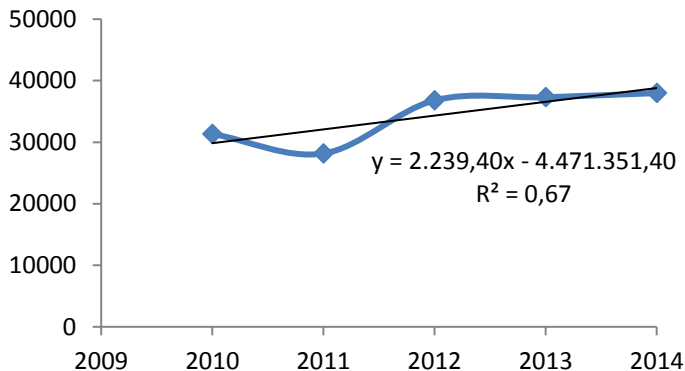
(Indonesian Oil Palm Research Institute, 2010)



Grafik 1.1 Ekspor Gliserol



Grafik 1.2 Impor Gliserol



Grafik 1.3 Produksi Gliserol

Berdasarkan grafik di atas, dapat dihitung perkiraan impor, ekspor, dan produksi gliserol pada tahun 2021.

Perkiraan ekspor pada tahun 2021:

$$Y = 1.579x - 3.166.898$$

$$Y = 1.579(2021) - 3.166.898$$



$Y = 24.261$ ton/tahun

Perkiraan impor pada tahun 2021:

$Y = 1.475,40x - 2.955.540,20$

$Y = 1.475,40 (2021) - 2.955.540,20$

$Y = 26.243,2$ ton/tahun

Perkiraan produksi pada tahun 2021:

$Y = 2.239,40x - 4.471.351,40$

$Y = 2.239,40 (2021) - 4.471.351,40$

$Y = 54.476$ ton/tahun

Kebutuhan gliserol pada tahun 2021:

Kebutuhan = (Produksi + Impor) – Ekspor

$= (54.476 + 26.243,2) - 24.261$

$= 56.458,2$ ton/tahun

Berdasarkan kebutuhan tersebut, maka kapasitas produksi pabrik gliserol yang akan didirikan sebesar 8.450 ton/tahun mengacu pada kapasitas pabrik yang sudah ada dengan pertimbangan kapasitas tersebut berada di atas kapasitas terkecil pabrik gliserol di Indonesia dan untuk mengantisipasi pabrik yang telah beroperasi meningkatkan kapasitas produksinya.

1.1.7 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik akan sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan suatu industri. Berdasarkan Kementerian Perindustrian Republik Indonesia tentang industri Hilir Kelapa Sawit Indonesia tahun 2011 menyatakan bahwa Provinsi Riau dirasa cocok sebagai tempat untuk mendirikan Pabrik Gliserol. Secara teoritis, pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada beberapa faktor, yaitu :

1. Sumber bahan baku

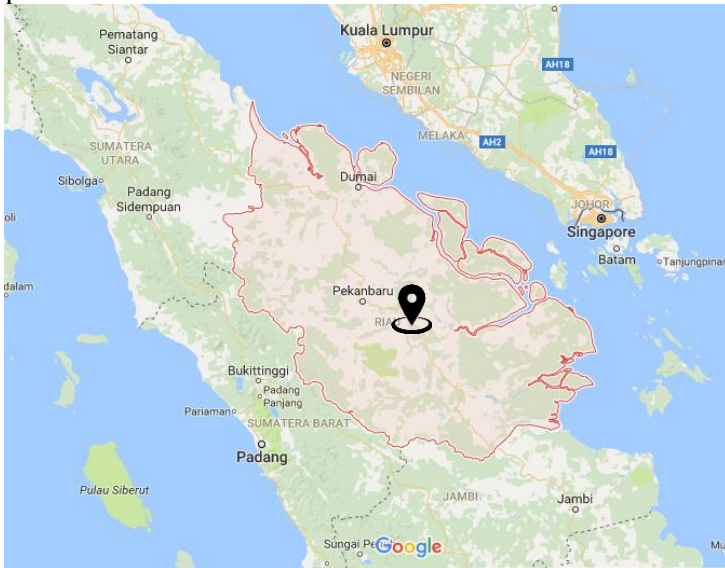
Klaster industri sawit tepatnya terletak di Provinsi Riau, alasan kuat klaster industri sawit dibangun didaerah ini karena wilayah Provinsi Riau tercatat memiliki kontribusi terbesar dalam produksi CPO di Indonesia. Tercatat pada tahun 2011 produksi CPO Riau mencapai 5 juta ton atau mencapai 27% dari total produksi CPO Indonesia. Provinsi Riau memiliki pabrik kelapa sawit (PKS) sebanyak 137 unit, dan terdapat 29 unit PKS



nonkebun yang menampung produksi perkebunan rakyat. Total kapasitas industri pengolahan CPO sebesar 5.852 ton/jam. Praktis bahan baku cukup melimpah di Riau (*Kementrian Perindustrian Republik Indonesia, 2011*).

2. Letak

Secara astronomis, Propinsi Riau terletak di $1^{\circ}31' - 2^{\circ}25'$ LS dan $100^{\circ} - 105^{\circ}$ BT serta $6^{\circ}45' - 1^{\circ}45'$ BB. Pada atlas indonesia, dapat dilihat letak propinsi Riau yang sangat strategis, yaitu dekat dengan Selat Malaka, yang merupakan pintu gerbang perdagangan Asia Tenggara khususnya, dekat dengan Pulau Batam yang terkenal dengan pusat industri, dekat dengan negara Malaysia dan Singapura yang merupakan negara tetangga terdekat yang mempunyai banyak industri. Dilihat dari letaknya yang banyak berdekatan dengan lokasi industri yang lain, sangat menguntungkan bila didirikan pabrik di daerah Riau, akan lebih memudahkan untuk pemasaran produk, baik ekspor maupun impor.



Gambar I.1 Lokasi Pendirian Pabrik



3. Fasilitas transportasi

- Transportasi Darat

Sebagian besar wilayah Riau tampak dataran rendah. Sehingga, untuk transportasi darat berupa jalan raya sudah cukup memadai. Distribusi produk melalui darat dapat dilakukan, terutama untuk pemasaran produk Gliserol ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat.

- Transportasi Laut

Riau memiliki pelabuhan laut utama, yaitu Pelabuhan Bengkalis, yang letaknya di ujung utara Propinsi Riau, di Selat Malaka. Adanya pelabuhan ini memudahkan untuk distribusi produk gliserol.

- Transportasi Udara

Fasilitas transportasi udara yang ada di Riau adalah Bandar Udara Simpang Tiga yang berada di ibukota Propinsi Riau, Pekanbaru. Dengan memanfaatkan fasilitas transportasi udara dapat juga memperlancar distribusi produk gliserol.

4. Tenaga kerja

Riau merupakan salah satu daerah yang menjadi tujuan bagi para tenaga kerja, karena letak Riau yang begitu strategis sebagai kawasan industri Sumatera. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

5. Utilitas

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan listrik dari PLN (Perusahaan Listrik Negara). Untuk sarana penyediaan air dapat diperoleh dari air sungai. Di Propinsi Riau banyak terdapat sungai, seperti Sungai Rokan, Sungai Tapung, Sungai Mandau,



Sungai Batang Inderagiri, Sungai Siak, Sungai Kampar dan masih banyak lagi.

1.2 Dasar Teori

1.2.1 Gliserol

Gliserol terdapat di alam dalam bentuk kombinasi gliserida dalam semua lemak hewani dan minyak nabati, dan didapatkan sebagai produk samping saat minyak tersebut disaponifikasi pada pabrik sabun atau pemisahan langsung dari minyak dalam produksi asam minyak. Gliserol dialam jarang ditemukan dalam bentuk bebas dalam lemak, tetapi biasanya sebagai trigliserida yang berkombinasi dengan asam minyak seperti stearat, oleat, palmitat, dan laurat, dan merupakan campuran atau kombinasi gliserida dari berbagai asam minyak. Beberapa minyak nabati seperti minyak kelapa, inti sawit, kapas, kedelai, dan zaitun mampu menghasilkan gliserol dalam jumlah yang lebih besar dibandingkan dengan lemak hewani seperti lemak babi. Gliserol terdapat dialam sebagai trigliserida dalam sel-sel tumbuhan dan hewan berupa lipida seperti lechitin dan chepalin. Komplek lemak ini berbeda dari lemak biasa, dimana kandungannya cukup variatif seperti asam phosphat dalam residu asam lemak (*Othmer, 1983*).

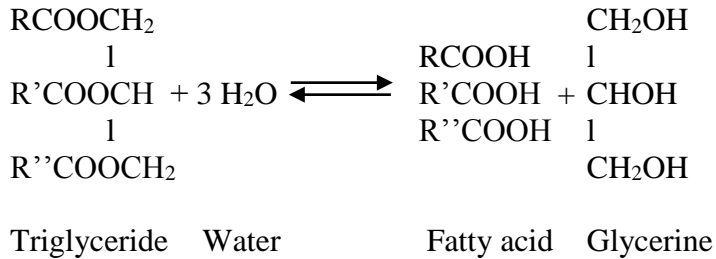
Gliserin adalah nama dari produk komersial, yang terdiri dari gliserol dan sejumlah kecil air. Gliserol sebenarnya trihydric alkohol ($C_3H_5(OH)_3$) atau yang lebih dikenal dengan nama 1,2,3-propanetriol. Struktur kimia dapat ditunjukkan pada reaksi di bawah ini (*Bailey's, 1951*).

Bahan baku dari pembuatan gliserol adalah minyak kelapa sawit dan air. Gliserol merupakan cairan kental berwarna putih bening; Titik lebur $18,17\text{ }^{\circ}\text{C}$; Berat molekul = $92,09\text{ g/mol}$. Gliserol dapat diproduksi melalui proses *fat splitting*.

Fat splitting merupakan hidrolisis trigliserida dari lemak dan minyak dengan kenaikan temperatur dan tekanan menghasilkan asam lemak dan gliserol. Proses *fat splitting* terdiri dari tiga metode pemisahan yaitu proses *Twitchell*, proses *Batch Autoclave*



dan proses *Continuous*. Reaksi *fat splitting* tersebut adalah sebagai berikut:



(Bailey's, 1951)

1.2.2 Minyak Kelapa Sawit

Salah satu dari beberapa tanaman golongan palm yang dapat menghasilkan minyak adalah kelapa sawit. Kelapa sawit dikenal terdiri dari empat macam tipe atau varietas, yaitu tipe *Macrocarpa*, *Dura*, *Tenera* dan *Pasifera*. Masing-masing tipe dibedakan berdasarkan tebal tempurung. Warna daging buah ialah putih kuning diwaktu masih muda dan berwarna jingga setelah buah menjadi matang. Minyak kelapa sawit dapat dihasilkan dari inti kelapa sawit yang dinamakan minyak inti kelapa sawit (*palm kernel oil*) dan sebagai hasil samping ialah bungkil inti kelapa sawit (*palm kernel meal* atau *pellet*). Minyak inti kelapa sawit dan bungkil inti kelapa sawit tersebut hampir seluruhnya diekspor (Ketaren, S. 1986).

**Gambar I.2** Kelapa Sawit

Komposisi minyak kelapa sawit mengandung kurang lebih 80 persen perikarp dan 20 persen buah yang dilapisi kulit yang tipis, kadar minyak dalam perikarp sekitar 34-40 persen. Minyak kelapa sawit adalah lemak semi padat yang mempunyai komposisi yang tetap. Rata-rata komposisi asam lemak minyak kelapa sawit dapat dilihat pada **Tabel I.1**. Bahan yang tidak dapat disabunkan jumlahnya sekitar 0,3 persen (Ketaren, S. 1986).

Tabel I.4 Komposisi Minyak Kelapa Sawit

Komponen	Persentase
Trigliserida (%)	<98
Digliserida (%)	4-8
Monogliserida (%)	0,2
FFA (%)	3,5 (max 5)
Phosphorus (ppm)	20-30
Tocopherols (ppm)	600-800
Karoten (ppm)	550
Total Oksidasi	>50
Besi (mg/kg)	5-10
Tembaga (mg/kg)	0,05

(Bailey's, 1951)

**Tabel I.5** Komposisi Asam Lemak Minyak Kelapa Sawit

Asam Lemak	Minyak Kelapa Sawit (persen)
Asam laurat	0,23
Asam miristat	1,09
Asam palmitat	44,02
Asam palmitoleat	0,122
Asam stearat	4,54
Asam oleat	39,15
Asam linoleat	10,12
Asam linolenat	0,37
Asam arachidat	0,38

(Bailey's, 1951)

I.3 Kegunaan Gliserol

Gliserol atau glyserin merupakan cairan kental putih bening yang memiliki fungsi sebagai berikut, yaitu:

1. Kosmetik

Digunakan sebagai *body agent, emollient, humectants, lubricant, solvent*. Biasanya dipakai untuk *skin cream and lotion, shampoo, and hair conditioners*, sabun, dan detergen

2. *Dental Cream* digunakan sebagai *humectants*

3. Peledak digunakan untuk membuat nitroglicerol sebagai bahan dasar peledak

4. Industri makanan dan minuman digunakan sebagai *solvent, emulsifier, conditioner, freeze, preventer, and coating* serta dalam industri minuman anggur.

5. Industri logam digunakan untuk *pickling, quenching, stripping, electroplating, galvanizing, dan solfering*.

6. Industri kertas digunakan sebagai *humectant, plastilicizer, dan softening agent*.

7. Industri farmasi digunakan untuk antibiotik dan kapsul



8. Fotografi digunakan sebagai plasztisizing. Berikut ini adalah persentase pemakaian gliserol untuk keperluan industri, yaitu:
- | | |
|------------------------------|-------|
| a. Alkyd resin | : 36% |
| b. Kosmetik dan farmasi | : 30% |
| c. Industri tembakau | : 16% |
| d. Bahan makanan dan minuman | : 10% |
| e. Bahan peledak | : 2% |
| f. Penggunaan lain | : 6% |

(Bailey's, 1951).

1.4 Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1 Bahan Baku Utama

1.4.1.1 Minyak Kelapa Sawit

Sifat fisik minyak kelapa sawit:

- *Spesific gravity*, 50 °C : 0,888-0,889
- Indeks bias, 50 °C : 1,445-1,456
- Bilangan iodin : 53
- Bilangan saponifikasi : 196
- Komponen yang tidak tersabunkan (%) : 0,5
- *Mettler dropping point* : 37,5 °C
- *Solidification Point* : 35-42
- Kandungan karoten : 500-700 mg/Kg
- Kandungan tocopherol : 241 ppm
- Kandungan tocotrienol : 562 ppm

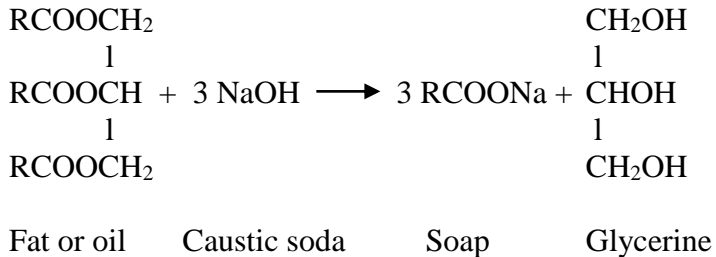
(O'Brien, 2009)

Sifat Kimia:

Komposisi terbesar dalam minyak kelapa sawit merupakan trigliserida. Sehingga berikut ini adalah reaksi-reaksi yang terjadi pada minyak kelapa sawit:

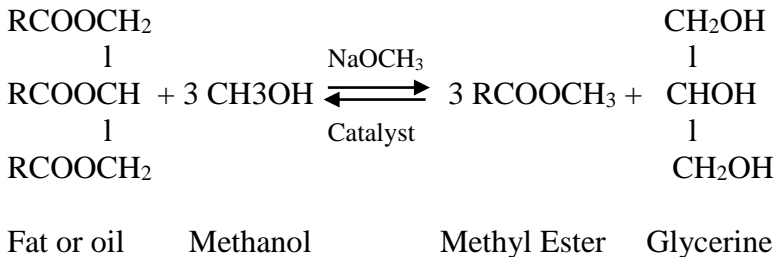


1. Saponifikasi



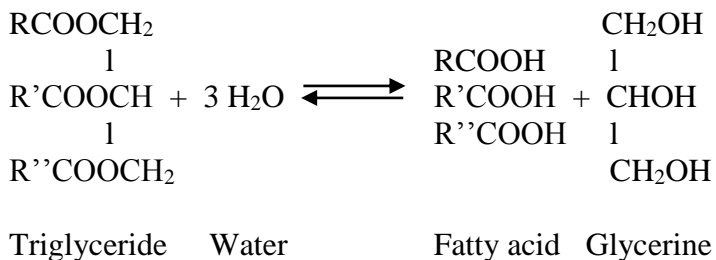
(Bailey's, 1951)

2. Transesterifikasi



(Bailey's, 1951)

3. Hidrolisis



(Bailey's, 1951)



1.4.2 Bahan Baku Pendukung

1.4.2.1 Air

Sifat fisika Air

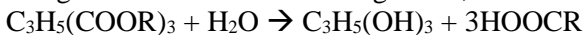
- Rumus molekul : H_2O
- Berat molekul : 18,02 gr/grmol
- Densitas : 0,99707 mg/m³
- Viskositas : 0,89 m Pa.s (liquid)
- Heat capacity : 4,186 kJ/kg K
- Titik didih : 0 °C
- Titik leleh : 100 °C

(Perrys, 1999)

Sifat Kimia:

- *Fat Splitting*

Reaksi *Fat Splitting* antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, menurut reaksi:



1.4.2.2 Soda Kaustik (NaOH)

Sifat Fisika NaOH

- Rumus molekul : NaOH
- Warna : Putih
- Berat molekul : 40 g/mol
- Titik didih (760 mmHg) : 1,390 °C
- Titik leleh (760 mmHg) : 318,4 °C
- Viskositas : 1,103 Cp
- Entropi (ΔS) : 64,46 j/kmol
- Kapasitas kalor (cp) : 59,54 j/kmol
- Entalpi pembentukan (ΔH_f) 25 °C : -425,61 j/kmol
- Densitas : 2,13 kg/liter
- Sifat kristal : Higroskopis mudah mencair



- Kelarutan dalam air (g/100g air)
Pada 30°C : 109
Pada 40 °C : 119
Pada 80 °C : 313
Pada 90 °C : 347

Sifat kimia Sodium Hidroksida

- Netralisasi
Reaksi asam lemak dengan NaOH menghasilkan sabun dan air. Berikut reaksinya:
 $\text{RCOOH} + \text{NaOH} \rightarrow \text{RCOONa} + \text{H}_2\text{O}$

(Perrys, 1999)

1.4.2.3 Karbon Aktif

Sifat fisik karbon aktif

- Nama produk : Activated Charcoal
- Bentuk fisik : Solid (granular solid)
- Berat molekul : 12,01 g/mol
- Titik nyala : 452 °C
- Warna : hitam
- Titik leleh : 3500 °C
- Temperatur kritis : 6810 °C
- *Specific gravity* : 3,51
- Kelarutan : Tidak larut dalam air dingin dan air panas

(MSDS, 2016)

Tabel 1.6 Komposisi kimia karbon aktif:

Komponen (%)	Kering Udara	Kering Oven
Air	9,9	-
Bahan menguap	8,1	9,0
Abu	2,0	2,2



Fixed Carbon	80,0	88,8
--------------	------	------

(Ketaren, S. 1986)

I.4.3 Produk

I.4.3.1 Produk Utama

Gliserol ($\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$)

Sifat fisika dan kimia gliserol

- Rumus molekul : ($\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$)
- Berat Molekul : 92,09 g/mol
- Densitas : 1,261 g cm⁻³
- Viskositas : 1,5 Pa.s
- Titik didih (760 mmHg) : 290 °C
- Titik leleh : 18,17 °C
- Titik beku : 46,5 °C pada 66,7% larutan gliserol
- Kapasitas kalor : 0,5795 cal/gm°C
- Indeks bias (N_d^{20}) : 1,47399
- Titik nyala : 177 °C pada 99% larutan gliserol
- Titik api : 204 °C pada 99% larutan gliserol
- *Heat of Combustion* : 397 Kcal/gram
- Kelarutan dalam air : ∞
- *Surface tension* : 63,4 dynes cm (20 °C)
58,6 dynes cm (90 °C)
51,9 dynes cm (150 °C)
- *Coefficient of thermal expansion* : 0,0006115 (15-25 °C)
0,000610 (20-25 °C)
- *Thermal conductivity* : 0,000691 cal cm deg/sec (0 °C)

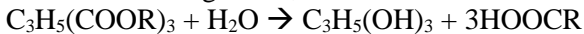


- *Heat of formation* : 159,8 Kcal/mol (25 °C)
- *Heat of fusion* : 47,5 cal/gram
- *Heat of Vaporation*: 21,060 cal/mol (55 °C)
19,300 cal/mol (105 °C)
18,610 cal/mol (175 °C)

Sifat Kimia:

1. Fat Splitting

Reaksi *Fat Splitting* antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, menurut reaksi:



2. Saponifikasi

Jika lemak direaksikan dengan alkali untuk menghasilkan gliserol dan garam atau sabun. Maka reaksinya sebagai berikut:



Reaksi ini adalah dasar reaksi yang digunakan pada industri sabun.

3. Interesterifikasi

Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alkohol secara langsung dengan lemak untuk menggantikan gliserol, biasanya menggunakan katalis Alkali. Reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi ini biasa disebut alkoholisis.

(Othmer, 1983).

I.4.3.2 Produk Samping

Asam lemak

Sifat Fisik

O

- Rumus Molekul : $\begin{array}{c} \text{O} \\ || \\ \text{R}-\text{C}-\text{OH} \end{array}$
 - Rumus Kimia : RCOOH
 - Berat Molekul : 256,42 g/mol
-

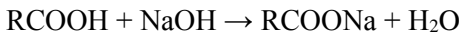


- Titik Didih : 271,5°C (pada 100 mmHg)
- Titik Leleh : 61 – 62,5°C
- Titik Nyala: 206 °C
- Densitas : 0,852 g/cm³ (pada 25°C)
- Tekanan uap : 13 hPa (10 mmHg)
- Warna : putih
- Kelarutan : Tidak larut dalam air

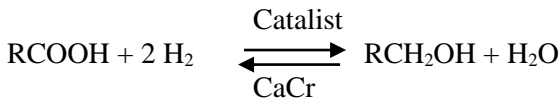
(Aldrich, MSDS. 2012)

Sifat Kimia:

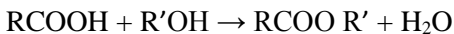
- Netralisasi
Reaksi asam lemak dengan NaOH menghasilkan sabun dan air. Berikut reaksinya:



- Hidrogenasi



- Esterifikasi



(Bailey's 1951)

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

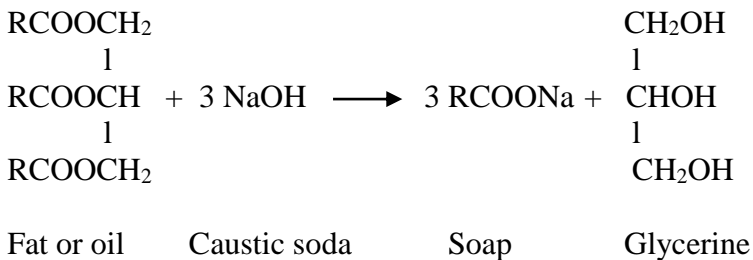
2.1 Macam Proses

Proses pembuatan gliserol pada dasarnya adalah hasil samping dari proses pengolahan lemak dan minyak, baik nabati maupun hewani. Terdapat beberapa metode dalam proses pembuatan gliserol, yaitu:

1. Proses Saponifikasi
2. Proses Transesterifikasi
3. Proses *Fat Splitting*

2.1.1 Saponifikasi

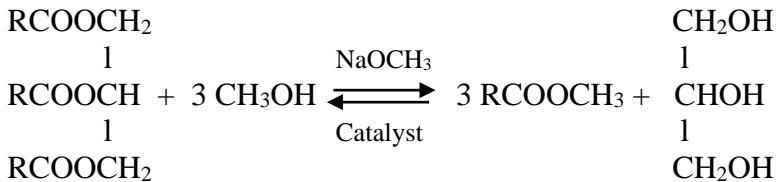
Proses saponifikasi merupakan salah satu proses pembuatan gliserol dari lemak dan minyak yang direaksikan dengan soda kaustik (NaOH) menghasilkan sabun dan *lye soap* yang mengandung 8-12% gliserin. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi pada proses saponifikasi:



Lemak dan minyak dapat disabunkan melalui proses *full-boiling*. Proses saponifikasi dapat dijelaskan secara singkat sebagai berikut. Campuran lemak dan minyak diumpankan ke dalam ketel bersama soda kaustik dengan konsentrasi tertentu, dan beserta penambahan garam. Campuran dipanaskan dengan energi tinggi, menggunakan *closed steam coils*, hingga proses saponifikasi selesai. Jumlah soda kaustik yang ditambahkan sengaja dibuat kurang dari kebutuhan stoikiometri, untuk



4. 1011 1



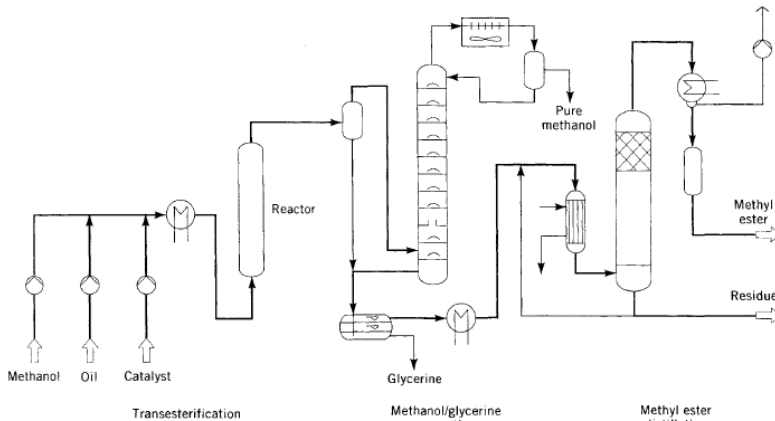
Fat or oil Methanol Methyl Ester Glycerine

Proses transesterifikasi dapat dilakukan secara batch pada tekanan atmosfer dan pada suhu 60-70°C dengan metanol berlebih dan dengan katalis basa. Kondisi reaksi ringan, namun, memerlukan penghilangan asam lemak bebas dari minyak dengan penyulingan atau pre-esterifikasi sebelum transesterifikasi. *Pretreatment* ini tidak diperlukan jika reaksi dilakukan di bawah tekanan tinggi (9000 kPa) dan suhu tinggi (240°C). Dengan kondisi tersebut, esterifikasi simultan dan transesterifikasi berlangsung. Campuran pada akhir reaksi diendapkan. Pada bagian bawah yaitu lapisan gliserin diambil sedangkan lapisan metil ester pada bagian atas dicuci untuk menghilangkan gliserin yang tertahan kemudian diproses lebih lanjut. Kelebihan metanol direcover dalam kondensor, dikirim ke kolom rektifikasi untuk pemurnian, dan daur ulang. Transesterifikasi kontinyu cocok untuk kebutuhan kapasitas besar. Dengan berdasarkan pada kualitas bahan baku, unit dapat dirancang untuk beroperasi pada tekanan tinggi dan suhu tinggi atau pada tekanan atmosfer dan sedikit kenaikan suhu.

Gambar II.2 menunjukkan diagram alir proses Henkel yang dioperasikan pada tekanan 9000 kpa dan 240° C menggunakan *unrefined oil* sebagai bahan baku. *Unrefined oil*, metanol berlebih, dan katalis dipanaskan sampai 240° C sebelum dimasukkan ke reaktor. Sebagian besar kelebihan metanol meninggalkan reaktor secara mendadak dan diumpungkan untuk kolom pemurnian *bubble tray*. *Recovery* metanol direcycle dalam sistem. Campuran dari reaktor memasuki separator dimana



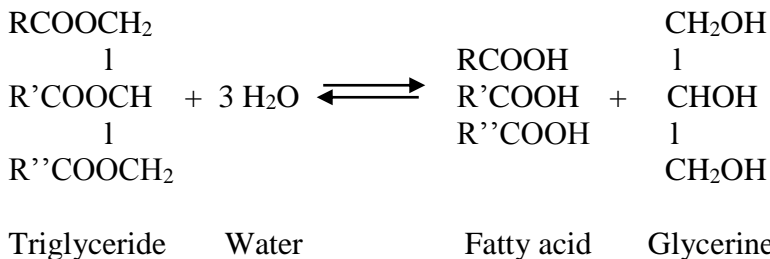
gliserin 90% *excess* direcover. Metil ester selanjutnya diumpankan ke distilasi kolom untuk pemurnian (*Bailey's, 1951*).



Gambar 2.2 Blok Diagram Proses Transesterifikasi

2.1.3 Fat Splitting

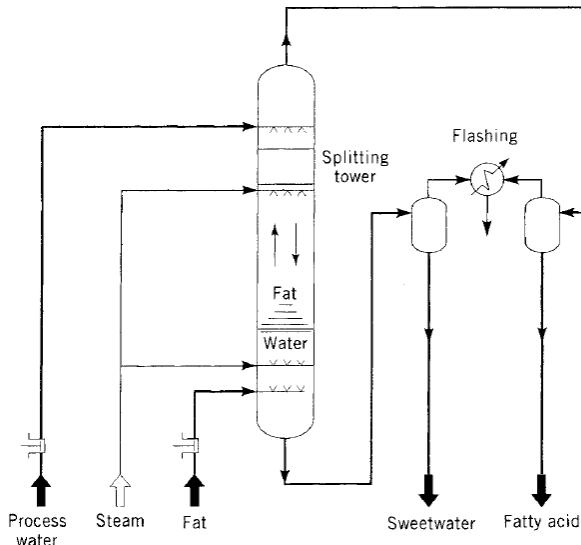
Fat splitting merupakan hidrolisis trigliserida dari lemak dan minyak dengan kenaikan temperatur dan tekanan menghasilkan asam lemak dan gliserol. Berikut adalah reaksi hidrolisis trigliserida:



Fat splitting adalah sebuah reaksi homogen yang terjadi secara bertahap. Asam lemak berpindah dari trigliserida satu per satu dari tri ke di ke mono. Selama tahap awal, reaksi berlangsung



perlahan-lahan, terbatas dengan kelarutan air dalam minyak yang rendah. Pada tahap kedua, reaksi berlangsung lebih cepat karena kelarutan air yang lebih besar dalam asam lemak. Tahap akhir ditandai dengan laju reaksi berkurang sebagai asam lemak bebas dan gliserin mencapai kondisi kesetimbangan. *Fat splitting* merupakan reaksi *reversible*. Pada titik kesetimbangan, tingkat hidrolisis dan re-esterifikasi adalah sama. Gliserin harus diambil secara kontinu agar reaksi sempurna (*Bailey's, 1951*).



Gambar 2.3 Blok Diagram Proses *Fat Splitting*

Proses *fat splitting* terbagi menjadi 3 metode:

a. Proses *Twitchell*

Proses ini adalah proses pertama yang ditemukan untuk pemisahan minyak. Proses ini tetap digunakan pada skala kecil, karena biaya dan instalasi serta pengoperasiannya mudah dan murah. Tetapi karena konsumsi energinya besar dan kualitas produknya buruk, maka proses ini tidak lagi digunakan secara komersial. Proses ini menggunakan reagen Twitchell dan asam sulfat untuk katalisasi *fat splitting*.



Reagen tersebut merupakan campuran tersulfonasi dari oleat atau asam lemak lainnya dengan sejumlah *naphthalene*. Proses Twitchell berlangsung dalam suatu tangki kayu berlapis timbal atau logam tahan asam, dimana minyak, air (sekitar separuh dari jumlah minyak), 1-2% asam sulfat, dan 0,75-1,25% reagen Twitchell dididihkan pada tekanan atmosfer selama 36-48 jam dengan bantuan *open steam*. Pada tahap akhir air ditambahkan dan larutan didihkan untuk mencuci asam yang tertinggal. Waktu reaksi yang cukup panjang, konsumsi steam yang besar, dan terjadinya pemudaran warna asam lemak merupakan kelemahan dari proses ini. Sehingga saat ini sangat dibatasi penggunaanya.

b. Proses *Batch Autoclave*

Metode ini merupakan metode komersial tertua untuk pemisahan minyak berkualitas tinggi untuk menghasilkan asam lemak berwarna terang. Metode ini lebih cepat dibandingkan dengan Twitchell, yaitu sekitar 6-10 jam hingga reaksi sempurna. Untuk pemisahan ester gliseridanya biasanya digunakan proses distilasi. Seperti halnya proses Twitchell, proses ini juga menggunakan katalis yaitu umumnya ZnO (paling aktif), MgO atau CaO, sebesar 2-4% dan sejumlah kecil debu *zinc* untuk memperbaiki warna asam lemak. *Autoclave* yang digunakan berupa silinder, dengan diameter 1220-1829 mm dan tinggi 6-12 m, terbuat dari bahan anti korosi dan sepenuhnya terisolasi, ada juga yang menggunakan pengaduk mekanis.

Dalam operasinya, *autoclave* diisi minyak, air (sekitar separuh dari jumlah minyak), dan katalis, lalu *autoclave* ditutup. Steam diinjeksikan untuk menghilangkan udara terlarut dan untuk menaikkan tekanan hingga 1135 kPa, injeksi steam dilakukan secara kontinyu pada bagian bawah untuk mendapatkan pengadukan dan tekanan operasi yang diinginkan. Konversi yang didapatkan dapat mencapai lebih dari 95%, setelah reaksi selama 6-10 jam. Isi dari *autoclave* dipindahkan dalam pengendap, dimana terbentuk 2 lapisan



(lapisan atas asam lemak dan lapisan bawah gliserol). Asam lemak dikeluarkan dan gliserol yang tertinggal ditambahkan dengan asam mineral untuk memisahkan sabun yang terbentuk, dan selanjutnya dibilas untuk menghilangkan sisa asam mineral.

c. Proses *Continuous*

Proses pemisahan minyak dengan tekanan tinggi secara kontinyu dan *counter current*, lebih dikenal dengan proses Colgate-Emery. Yaitu metode yang paling efisien dari pemisahan minyak. Tekanan dan suhu tinggi digunakan untuk waktu reaksi yang relatif lebih singkat. Aliran minyak dan air secara berlawanan arah menghasilkan pemisahan berderajat tinggi tanpa menggunakan katalis. Katalis dapat pula digunakan untuk mempercepat reaksi. Menara pemisahan tergantung dari kapasitasnya. Biasanya menara tersebut berdiameter 508-1220 mm dan tinggi 18-25 m, terbuat dari bahan anti korosi seperti *stainless steel* 316 atau paduan inconel yang didesain khusus untuk kondisi operasi ± 5000 kPa. Minyak dimasukkan melalui saluran yang berada pada bagian bawah menara dengan menggunakan pompa bertekanan tinggi. Air masuk melalui puncak kolom dengan rasio 40-50% berat minyak. Suhu pemisahan yang tinggi (250-260°C) akan dapat memastikan pelarutan air ke dalam minyak, sehingga tidak lagi diperlukan pengontakan kedua fase tersebut secara mekanik.

Volume kosong dalam menara digunakan untuk terjadinya reaksi. Feed minyak masuk melalui dasar kolom menuju ke atas, sementara air masuk pada bagian atas kolom dan mengalir melewati fase minyak menuju ke bawah. Derajat pemisahan pada proses ini mencapai 99%. Proses ini lebih efisien bila dibandingkan dengan proses lain karena waktu reaksi yang relatif singkat yaitu hanya sekitar 2-3 jam. Dalam reaksi ini terjadi pemudaran warna asam lemak. Karena pertukaran panas internal yang cukup efisien proses ini cukup ekonomis dalam penggunaan steam (*Bailey's, 1951*).



2.2 Seleksi Proses

Untuk menentukan proses yang akan dipilih dalam pembuatan gliserol dapat dilakukan dengan membandingkan kelebihan dan kekurangan dari masing-masing proses seperti pada **Tabel 2.1** berikut:

Tabel 2.1 Perbandingan Proses Pembuatan Gliserol

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Saponifikasi	<ul style="list-style-type: none"> - Kandungan gliserol 10-25% - Kemurnian produk akhir mencapai 90% - Bahan baku murah dan mudah didapat 	<ul style="list-style-type: none"> - Produk gliserol merupakan produk samping industri sabun - Membutuhkan tahap pemurnian dan bahan pembantu yang banyak - Membutuhkan biaya yang tinggi untuk konstruksi alat karena kandungan garam yang tinggi
Transesterifikasi	<ul style="list-style-type: none"> - Kandungan gliserol 25-30% - Kemurnian produk akhir 90% - Reaksi pada tekanan atmosfer dan suhu 60-70°C 	<ul style="list-style-type: none"> - Menggunakan katalis - Bahan baku mahal - Memerlukan proses pre-esterifikasi untuk menghilangkan asam lemak bebas dari lemak atau minyak - Tahap pemurnian mahal (dengan



		metode <i>ion exchange</i>)
<i>Fat Splitting</i>	<ul style="list-style-type: none">- Kandungan gliserol 10-18%- Kemurnian produk akhir gliserol mencapai 99%- Hasil produk atas berupa asam lemak yang memiliki nilai ekonomis- Proses tidak terlalu rumit- Biaya untuk konstruksi material tidak terlalu tinggi	<ul style="list-style-type: none">- Kondisi operasi pada tekanan dan suhu tinggi (55 bar dan 260°C)

Tabel 2.2 Perbandingan Berbagai Metode dalam Proses
Fat Splitting

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Twitchell</i>	<ul style="list-style-type: none">- Biaya murah- Instalasi dan operasi mdah- Konversi $\pm 95\%$	<ul style="list-style-type: none">- Konsumsi steam energi cukup besar- Kualitas produk rendah- Menggunakan katalis- Waktu reaksi relatif lama (36-48 jam)
<i>Batch Autoclave</i>	<ul style="list-style-type: none">- Konversi $\pm 95\%$	<ul style="list-style-type: none">- Waktu reaksi cukup lama (6-10 jam)- Menggunakan katalis



<i>Continuous</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Konversi mencapai $\pm 99\%$ - Waktu reaksi relatif singkat (2-3 jam) - Bisa berlangsung tanpa adanya katalis. 	<ul style="list-style-type: none"> - Kondisi operasi pada tekanan dan suhu tinggi (5000 kPa dan 260°C) - Konsumsi steam tinggi
-------------------	---	---

Berdasarkan perbandingan pada **Tabel 2.1** maka dipilih proses *Fat Splitting* karena proses hidrolisis dengan menggunakan air yang merupakan bahan yang ketersediaannya melimpah dan murah, serta kemurnian produk akhir mencapai $\pm 99\%$. Karena proses *Fat Splitting* terdiri dari 3 metode, maka dibandingkan lagi pada **Tabel 2.2**. Berdasarkan perbandingan tersebut, maka dipilih proses *continuous fat splitting* karena konversinya mencapai $\pm 99\%$, waktu reaksi yang relatif singkat (2-3 jam) dan dapat berlangsung tanpa adanya katalis.

2.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan gliserol dari minyak kelapa sawit terdiri dari beberapa unit, yaitu:

1. Tahap Persiapan bahan baku
2. Tahap *Fat Splitting*
3. Tahap Pemurnian gliserol

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk menyesuaikan kondisi bahan baku dengan kondisi pada menara *fat splitting* yang merupakan tempat terjadinya reaksi hidrolisis. Bahan baku yang digunakan adalah minyak kelapa sawit dan air proses. Reaksi dalam menara *fat splitting* terjadi pada suhu = 255°C tekanan = 55 atm, dan waktu reaksi = $\pm 2 - 3$ jam.



Untuk tujuan itu, kedua bahan baku diatas perlu dipanaskan terlebih dahulu dalam *heater* sampai mencapai kondisi sebagai berikut:

1. Minyak kelapa sawit dipanaskan sampai mencapai suhu 80°C dan selanjutnya dipompakan untuk memasukkannya ke dalam menara *Splitting*.
2. Air proses perlu dipanaskan sampai mencapai suhu 60°C, dan juga dipompakan ke dalam menara *Splitting*.
3. Selain itu, reaksi *Fat Splitting* dibantu dengan injeksi *steam* secara langsung, *Steam* yang digunakan adalah *saturated steam* 6000 kPa yang diinjeksikan pada bagian atas, tengah, dan bawah menara.

2.3.2 Tahap *Fat Splitting*

Tahap ini merupakan tahap reaksi antara minyak kelapa sawit dan air dengan menggunakan bantuan *steam* di dalam menara *fat splitting* (R-210). Reaksi hidrolisis ini menghasilkan produk gliserol dan asam lemak. Minyak kelapa sawit masuk pada bagian bawah menara pada suhu 80°C, sedangkan air proses masuk pada bagian atas menara dengan pada suhu 60°C. Di dalam reaktor, reaksi berlangsung pada suhu 255°C dengan tekanan 55 atm dan waktu reaksi 2 – 3 jam. *Steam* diinjeksikan ke bagian atas, tengah dan bawah kolom secara langsung agar minyak kelapa sawit dan air dapat bereaksi dengan sempurna. Penambahan *steam* juga dimaksudkan untuk menjaga kondisi operasi agar tetap pada suhu dan tekanan yang telah ditetapkan dan menjaga agar air tetap dalam fase *liquid*. Reaksi hidrolisis ini menghasilkan gliserol dan asam lemak. Gliserol yang terbentuk akan turun ke bagian bawah kolom sebagai fase air dengan konsentrasi 10-18%. Sedangkan hasil reaksi yang berupa asam lemak akan naik ke bagian atas kolom sebagai fase minyak.

Pemisahan kedua fase yang terbentuk dalam menara *splitting*, fase air dan fase minyak, dilakukan sesaat setelah reaksi berlangsung, agar konversi reaksi sebesar 99% dapat tercapai. Produk hasil reaksi dipisahkan menjadi produk atas (asam lemak)



dan produk bawah (gliserol). Pemisahan ini tetap berlangsung dalam reaktor tersebut, dengan mengeluarkan produk bawah (gliserol) secara kontinyu. Metode perhitungan pemisahan produk atas dan bawah ini adalah berdasarkan perbedaan densitas serta nilai kelarutan dari masing-masing komponennya

Produk yang keluar dari menara *splitting* perlu diturunkan terlebih dahulu tekanan operasinya dari 55 atm menjadi 1 atm, sesuai dengan kondisi operasi unit – unit yang bersangkutan. Penurunan tekanan ini terjadi dalam 2 buah Flash tank yang berbeda, yaitu Flash tank I (D-220) untuk produk atas yang berupa fase minyak dan flash tank II (D-230) untuk produk bawah yang berupa fase air. Selain itu, *flashing* juga dimaksudkan agar diperoleh produk gliserol dengan kemurnian yang lebih tinggi. Hasil *flashing* dari produk atas Menara *Splitting* yaitu asam lemak, ditampung ke dalam Tangki Penampung produk asam lemak, untuk selanjutnya dijual sebagai bahan baku pada industri lain (seperti: pabrik sabun). Sedangkan hasil *flashing* dari produk bawah Menara *Splitting* (gliserol) dimasukkan ke dalam unit pemurnian.

2.3.3 Tahap Pemurnian Gliserol

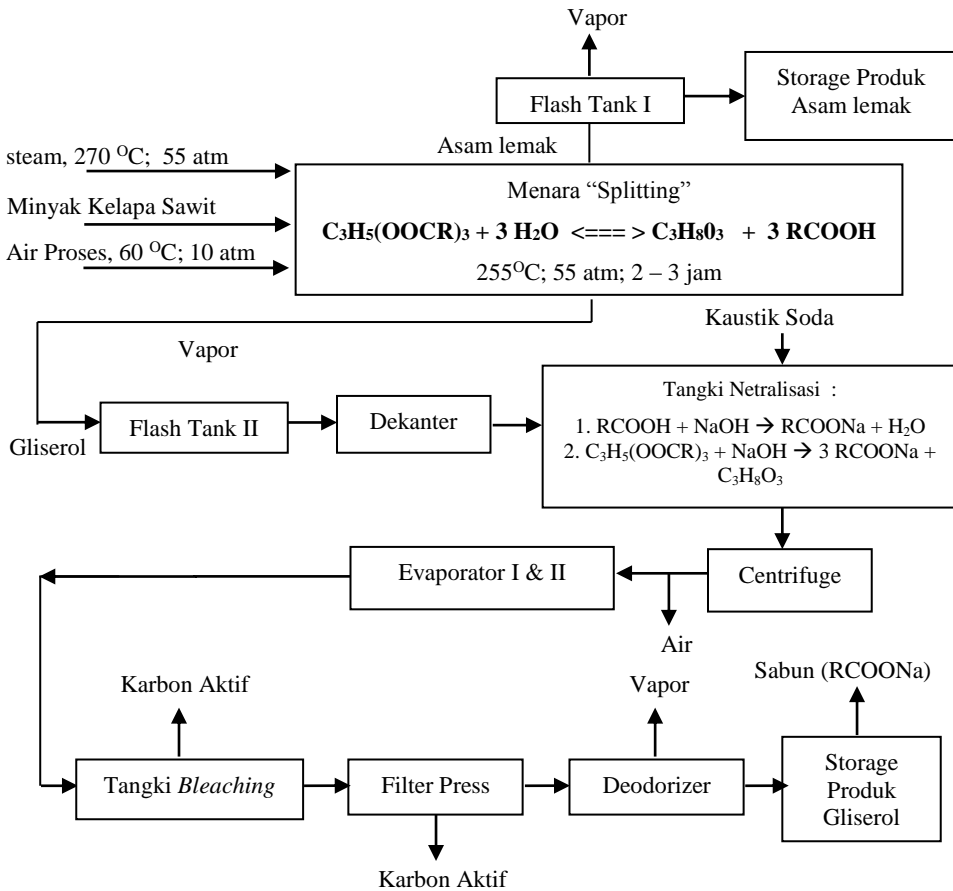
Produk bawah flash tank II yang berupa gliserol dipompa ke dalam decanter (H-310), yang berfungsi memisahkan komponen asam lemak dari gliserol, agar diperoleh gliserol dengan kemurnian yang lebih tinggi lagi. Mekanisme yang terjadi adalah memisahkan komponen asam lemak yang memiliki densitas lebih rendah dari komponen air dan gliserol, dimana asam lemak akan berada pada lapisan atas dan gliserol yang memiliki densitas yang lebih tinggi terdapat pada lapisan bawah. Selanjutnya gliserol dipompa ke tangki netralisasi (M-320) untuk menetralkan kandungan asam lemak dan trigliserida yang tidak bereaksi pada menara fat splitting dengan menggunakan NaOH 8% yang akan menghasilkan produk sabun. Produk sabun yang terbentuk harus dipisahkan. Sebelum dinetralkan, gliserol perlu dipanaskan terlebih dahulu sampai mencapai suhu $\pm 90\text{ }^{\circ}\text{C}$ dalam



heater (E-321). Kandungan asam lemak yang tertinggal dalam produk gliserol setelah netralisasi adalah sebesar 0,01% dari kandungannya semula. Sabun yang terbentuk pada tahap netralisasi harus dipisahkan dari gliserol dengan menggunakan *Centrifuge* (L-330) pada suhu yang sama dari tahap netralisasi. Selanjutnya gliserol dipompa ke dalam heater (E-341) untuk menaikkan suhu hingga 100 °C, kemudian dipompa ke dalam *double effect evaporator* (V-340 dan V-350) untuk menguapkan kandungan airnya. Hingga konsentrasinya sebesar 88%. Gliserol dipompa ke dalam heater (E-361) untuk memanaskan suhu hingga 170 °C dan selanjutnya dipompakan ke dalam flash tank III (D-360) untuk meningkatkan kemurniannya. Produk bawah dari flash tank III dipompakan ke tangki bleaching (M-370) untuk mengikat kandungan impuritis dalam gliserol yang berasal dari komponen minyak kelapa sawit, yang masih terikat dalam gliserol yang berupa zat warna (karoten dan gossypol). *Bleaching agent* yang dipergunakan adalah *activated carbon* (karbon aktif). Jumlah karbon aktif yang digunakan sebesar 1% dari berat produk yang akan dimurnikan. Setelah tahap *bleaching*, karbon aktif yang ditambahkan harus dipisahkan. Pemisahan komponen ini dilakukan pada alat pemisah Filter Press (H-380). Gliserol dipompakan ke dalam tangki deodorasi (D-390) yang bertujuan untuk menghilangkan bau yang tidak dikehendaki. Gliserol hasil proses *bleaching* dimasukan ke dalam ketel deodorisasi dan dipanaskan pada suhu 250-260°C pada tekanan vacum yaitu 6 mmHg dan selanjutnya dialiri uap panas. Pemakaian suhu tinggi digunakan untuk menguapkan impuritis sedangkan pengurangan tekanan bertujuan untuk mencegah denaturasi gliserol yang terjadi pada suhu 204 °C. Tekanan uap zat bau sangat rendah sehingga untuk menghilangkannya diperlukan suhu tinggi. Produk akhir hasil deodorisasi dipompakan ke dalam cooler (E-396) untuk menurunkan suhu hingga 30 °C dan selanjutnya ditampung dalam tangki penampung gliserol (F-397).



2.3.4 Blok Diagram Proses



Gambar 2.4 Blok Diagram Proses Pabrik Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses *Continuous Fat Splitting*

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 1066.924969
Satuan : kg/jam

1. Menara Fat Splitting

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed	P ₁	P ₂
	kg	kg	kg
Trigliserida	13339.27992	130.4695435	2.923255663
H ₂ O	8598.652206	2357.465864	5399.19711
Gliserol	0	345.7616601	1088.738513
Asam Lemak	558.012128	12882.74203	288.6462814
Non Gliserida	25.11054576	0	25.11054576
Total	22521.0548	15716.439	6804.616
	22521.0548	22521.0548	

2. Flash Tank I

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	345.761660	345.759353	0.002307
Air	2357.465864	2314.26140	43.204464
Asam lemak:			
Myristic	128.827420	128.827370	0.0000505
Palmitic	5475.165361	5475.16472	0.0006424
Stearic	515.309681	515.309668	0.0000134
Oleic	5539.579071	5539.57893	0.0001440



Linoleic	1223.860492	1223.86046	0.0000318
Trigliserida:			
Myristic	1.304695	1.304695	0.0000005
Palmitic	55.449556	55.449549	0.0000065
Stearic	5.218782	5.218782	0.0000001
Oleic	56.101904	56.101902	0.0000015
Linoleic	12.394607	12.394606	0.0000003
Total	15716.4391	15673.2314	43.207662
Total	15716.4391	15716.4391	

3. Flash Tank II

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1088.738513	1088.73294	0.00557100
Air	5399.19711	5322.98741	76.2097003
Asam lemak:			
Myristic	2.886462814	2.8864619	0.0000008670
Palmitic	122.6746696	122.67466	0.0000110381
Stearic	11.54585126	11.545851	0.0000002302
Oleic	124.117901	124.11790	0.0000024744
Linoleic	27.42139673	27.421396	0.0000005467
Trigliserida:			
Myristic	0.029232557	0.02923255	0.0000000088
Palmitic	1.242383657	1.2423835	0.0000001118
Stearic	0.116930227	0.11693022	0.0000000023
Oleic	1.256999935	1.2569999	0.0000000251
Linoleic	0.277709288	0.27770928	0.0000000055
Non gliserida	25.11054576	25.1	0



Total	6804.615706	6728.40042	76.21528663
Total	6804.61571	6804.6157	

4. Dekanter

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1088.732942	0	1088.73294
Air	5322.987410	0	5322.9874
Asam lemak:			
Myristic	2.88646195	2.5978158	0.28864619
Palmitic	122.6746586	110.407193	12.2674659
Stearic	11.54585103	10.3912659	1.15458510
Oleic	124.1178985	111.706109	12.4117899
Linoleic	27.4213962	24.6792566	2.74213962
Total FA	288.6462663	259.781640	28.8646266
Trigliserida:			
Myristic	0.0292325	0.0263093	0.0029233
Palmitic	1.2423835	1.1181452	0.1242384
Stearic	0.1169302	0.1052372	0.0116930
Oleic	1.2569999	1.1312999	0.1257000
Linoleic	0.2777093	0.2499384	0.0277709
Total TGS	2.9232555	2.6309300	0.2923256
Non gliserida	25.1105458	0	25.1105458
Total	6728.400420	262.41257	6465.98785
Total	6728.40042	6728.40042	



5. Tangki Netralisasi

Komponen	Sebelum Reaksi		Terbentuk	Sesudah Reaksi
	F ₁	F ₂		
Gliserol	1088.73	-	0.0317541	1088.73294
Air:	5322.99	49.708	1.926081	5372.69563
Asam lemak:				
Myristic	0.2886	-	-	0.00014432
Palmitic	12.2675	-	-	0.00613373
Stearic	1.1546	-	-	0.00057729
Oleic	12.4118	-	-	0.00620589
Linoleic	2.7421	-	-	0.00137107
Total FA	28.8646		0	0.014432313
Trigliserida :				
Myristic	0.0029	-	-	0
Palmitic	0.1242	-	-	0
Stearic	0.0117	-	-	0
Oleic	0.1257	-	-	0
Linoleic	0.0278	-	-	0
Total TGS	0.2923		0	0
Non gliserida	25.1105	-	-	25.1
NaOH		4.322	-	0.0008560
Sabun :				
Myristic	-	-	0.3193764	0
Palmitic	-	-	13.4435947	0
Stearic	-	-	1.2554637	0
Oleic	-	-	13.5030769	0
Linoleic	-	-	2.9847712	0
Total	-	-	31.506283	0



Subtotal	6465.99	54.031	33.464118	6486.55441
TOTAL	6520.018524		6520.018524	

6. Centrifuges

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1088.76470	1088.76470	0
Air	5374.62171	5374.62171	0
Asam lemak:			
Myristic	0.00014432	0.00014432	0
Palmitic	0.00613373	0.00613373	0
Stearic	0.00057729	0.00057729	0
Oleic	0.00620589	0.00620589	0
Linoleic	0.00137107	0.00137107	0
Total FA	0.01443231	0.01443231	0
Non gliserida	25.11054576	25.11054576	0
NaOH	0.0008560	0	0.0008560
Sabun:			
Myristic	0.3193764	0	0.3193764
Palmitic	13.4435947	0	13.4435947
Stearic	1.2554637	0	1.2554637
Oleic	13.5030769	0	13.5030769
Linoleic	2.9847712	0	2.9847712
Total Sabun	31.5062829	0.0000000	31.5062829
Total	6520.018524	6488.51138	31.5071389
Total	6520.01852	6520.01852	



7. Evaporator

Pada effect 1:

Komponen	Feed (kg)	Produk			
		x_1	L_1 (kg)	y_1	V_1 (kg)
Gliserol	1088.8	0.281854	1088.76	0	0
Air	5374.6	0.7116421	2749.0	1	2625.6
Asam lemak:					
Myristic	0.0001	0.00000004	0.0001	0	0
Palmitic	0.0061	0.00000159	0.0061	0	0
Stearic	0.0006	0.00000015	0.0006	0	0
Oleic	0.0062	0.00000161	0.0062	0	0
Linoleic	0.0014	0.00000035	0.0014	0	0
Total FFA	0.0144	0.00000374	0.0144	0	0
Non Gliserida	25.110				
	5	0.006500	25.111	0	0
Total	6488.5				
	1	1	3862.9	1	2625.6
TOTAL	6488.5	6488.5			

Pada effect 2:

Komponen	L_1 (kg)	Produk			
		x_2	L_2 (kg)	y_2	V_2 (kg)
Gliserol	1088.7				
	6	0.880000	1088.7	0	0
Air	2748.9				
	8	0.0996926	123.34	1	2625.6
Asam lemak:					
Myristic	0.0001	0.00000012	0.0001	0	0



Palmitic	0.0061	0.00000496	0.0061	0	0
Stearic	0.0006	0.00000047	0.0006	0	0
Oleic	0.0062	0.00000502	0.0062	0	0
Linoleic	0.0014	0.00000111	0.0014	0	0
Total FFA	0.0144	0.00001166	0.0144	0	0
Non Gliserida	25.1105	0.020296	25.111	0	0
Total	3862.87	1	1237.2	1	2625.64
TOTAL	3862.9	3862.9			

8. Flash Tank III

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1088.764696	1060.15183	28.612870
Air	123.342935	8.6389602	114.703975
Asam lemak:			
Myristic	0.000144323	0.0000801	0.00006418
Palmitic	0.006133733	0.0034152	0.00271852
Stearic	0.000577293	0.0003217	0.00025559
Oleic	0.006205895	0.0034583	0.00274761
Linoleic	0.00137107	0.0007640	0.00060703
Nongliserida	25.11054576	25.1	0
Total	1237.232609	1093.909371	143.323238
Total	1237.23261	1237.23261	

9. Tangki Bleaching

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₁ (kg)	F ₂ (kg)	P (kg)
Gliserol	1060.151826	0	1060.15183



Air	8.63896021	0	8.638960
Asam lemak:			
Myristic	0.00008014	0	0.00008014
Palmitic	0.00341521	0	0.00341521
Stearic	0.00032170	0	0.00032170
Oleic	0.00345829	0	0.00345829
Linoleic	0.00076404	0	0.00076404
Nongliserida			
Phosphatides	10.46	0	10.46
Sterols	3.49	0	3.49
Tochoperols	3.35	0	3.35
Tocotrienols	7.81	0	7.81
Karbon Aktif	0	10.93909371	10.939094
Total	1093.909371	10.93909371	1104.8485
Total	1104.8485		1104.8485

10. Filter Press

Komponen	Masuk	Keluar	
	F (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1060.15183	1060.15183	0
Air	8.638960	8.638960	0
Asam lemak:			
Myristic	0.00008014	0.00008014	0
Palmitic	0.00341521	0.00341521	0
Stearic	0.00032170	0.00032170	0
Oleic	0.00345829	0.00345829	0
Linoleic	0.00076404	0.00076404	0
Nongliserid:			
Phosphatides	10.46	0	10.46



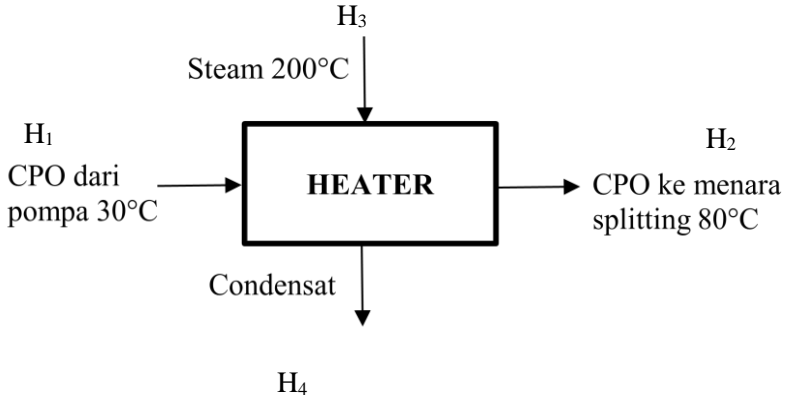
Sterols	3.49	3.49	0
Tochoperols	3.35	0	3.35
Tocotrienols	7.81	0	7.81
Karbon Aktif	10.9390937 1	0	10.93909 4
Total	1104.84846 5	1072.28640	32.56206
Total	1104.8485	1104.8485	

11. Deodorizer

Komponen	Masuk	Keluar	
	F (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1060.151826	1058.30109	1.850735555
Air	8.638960	8.623879	0.015081265
Asam lemak:			
Myristic	0.00008014	0	0.00008014
Palmitic	0.00341521	0	0.00341521
Stearic	0.00032170	0	0.00032170
Oleic	0.00345829	0	0.00345829
Linoleic	0.00076404	0	0.00076404
Nongliserida:			
Sterols	3.4875758	0	3.49
Total	1072.286401	1066.92497	5.36143201
Total	1072.28640	1072.28640	

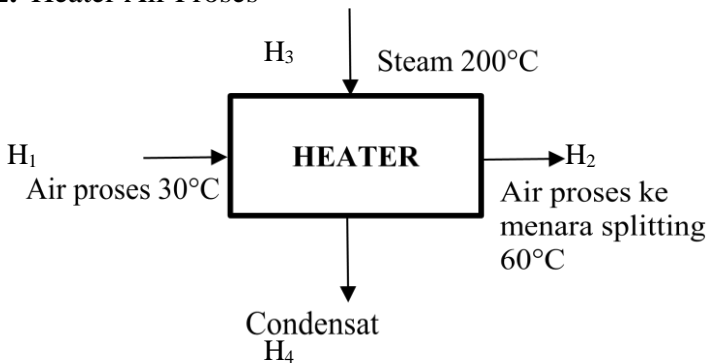
BAB IV NERACA ENERGI

1. Heater CPO



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	33814.83773	H_2	371982.4982
H_3	486703.5473	H_4	148535.8867
Total	520518.3850	Total	520518.3850

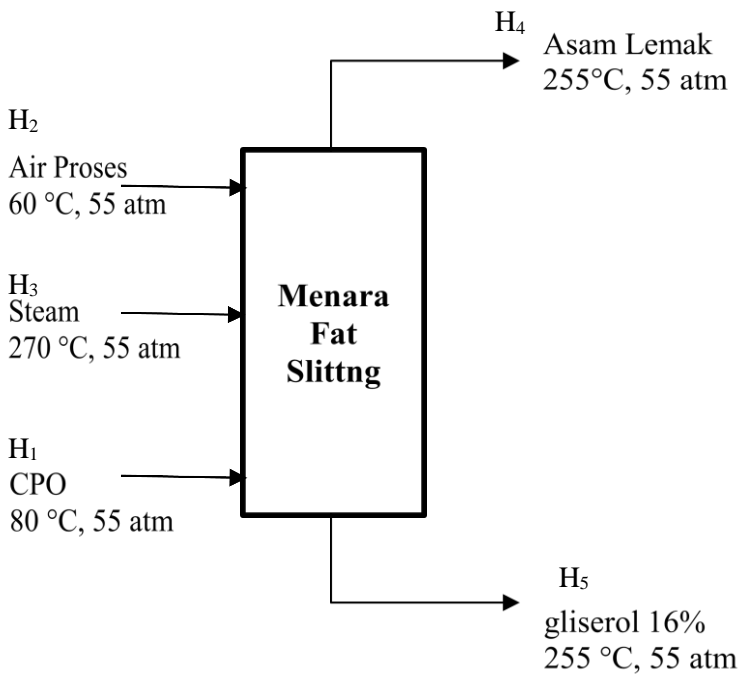
2. Heater Air Proses





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	34845.66126	H ₂	244939.0883
H ₃	302374.3194	H ₄	92280.89236
Total	337219.9806	Total	337219.9806

3. Menara Fat Splitting

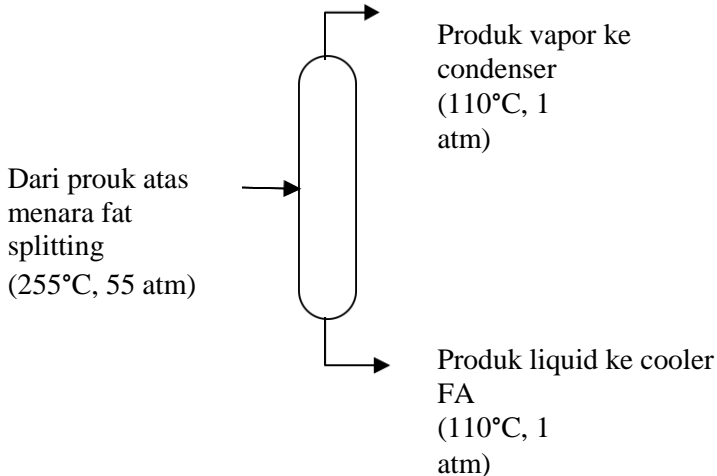


Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	371329.7850	ΔH_{rxn528}	-177835.051
H ₂	244939.0883	H ₄	2061919.207



H ₃	3088215.616	H ₅	1820400.333
Total	3704484.489	Total	3704484.489

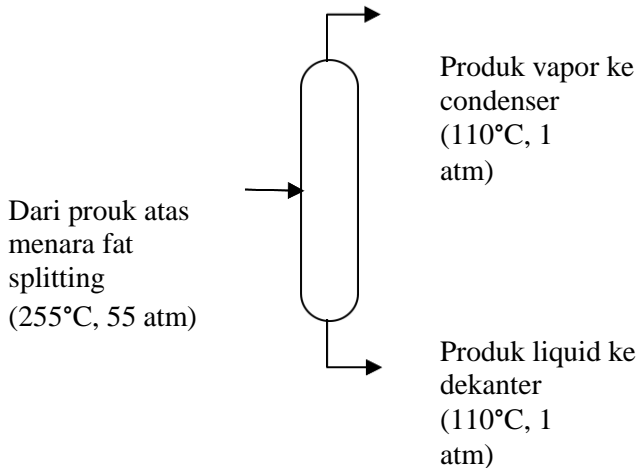
4. Flash Tank I



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H _F	2061919.207	H _V	3730.9032
Q _{flash}	-1308065.86	H _L	750122.4418
Total	753853.3449	Total	753853.3449

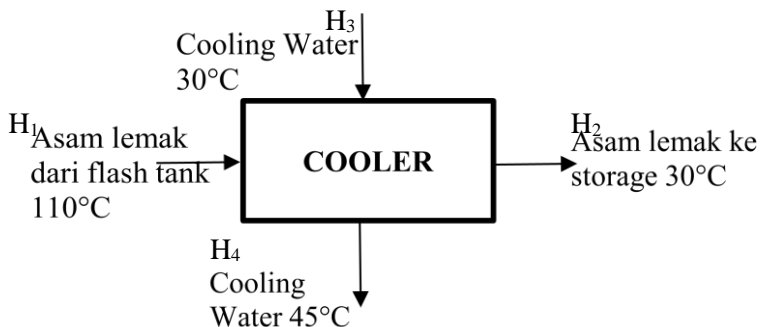


5. Flash Tank II



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_F	1337827.058	H_v	6580.9888
Q_{flash}	-862114.145	H_L	469131.925
Total	475712.9138	Total	475712.9138

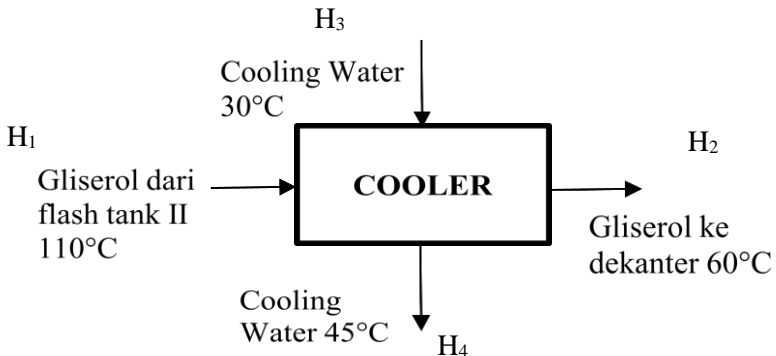
6. Cooler Asam Lemak





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	551531.7825	H ₂	32443.04603
H ₃	172524.7481	H ₄	691613.4845
Total	724056.5306	Total	724056.5306

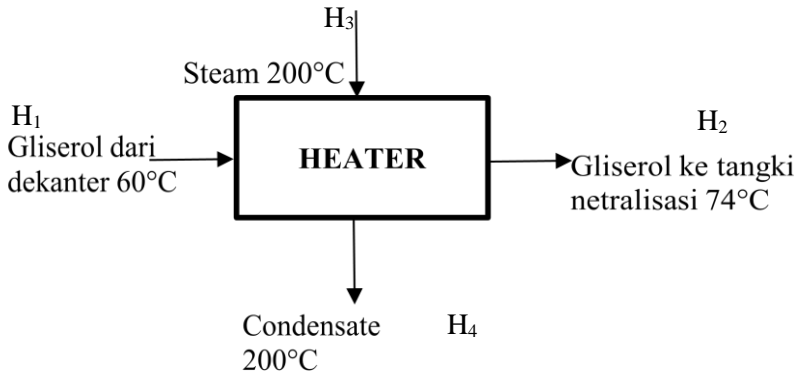
7. Cooler Gliserol



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	626367.3327	H ₂	253414.7907
H ₃	123954.8055	H ₄	496907.3475
Total	750322.1382	Total	750322.1382

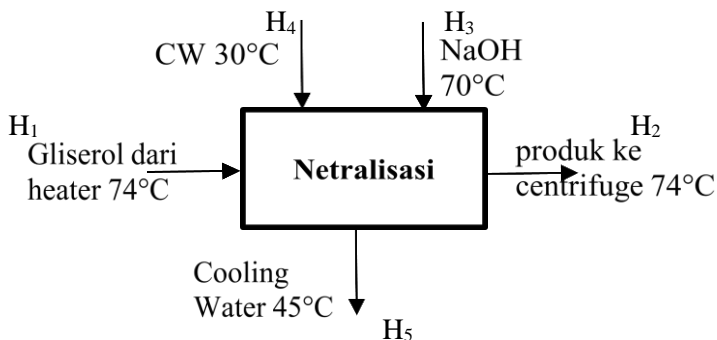


8. Heater Gliserol



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	248835.2720	H ₂	350158.5898
H ₃	145828.3093	H ₄	44504.9915
Total	394663.5813	Total	394663.5813

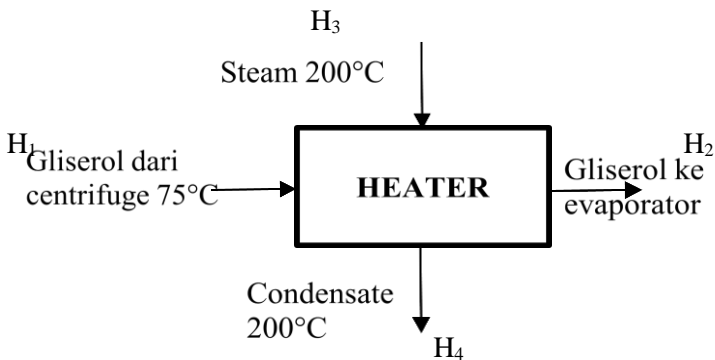
9. Tangki Netralisasi





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	350158.5898	ΔH_{rxn528}	5926.9976
H ₃	3241.8404	H ₂	352679.897
H ₄	1730.42475	H ₅	6936.889368
Total	351670.005	Total	351670.005

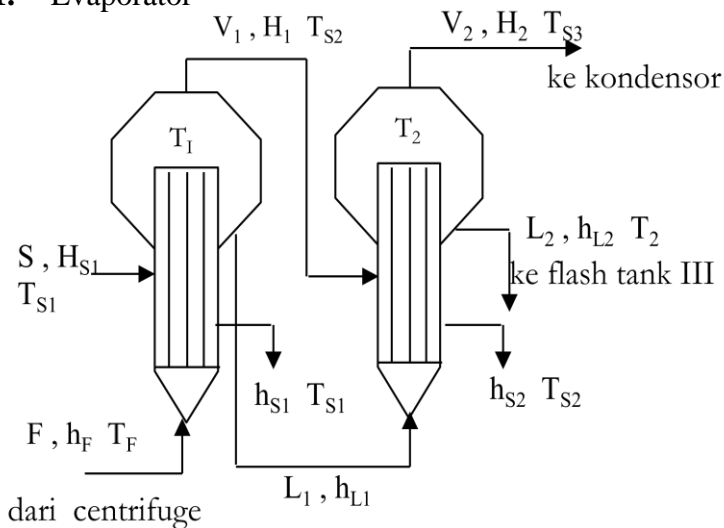
10. Heater Gliserol



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	359304.8318	H ₂	543765.0294
H ₃	265482.0167	H ₄	81021.81911
Total	624786.8485	Total	624786.8485

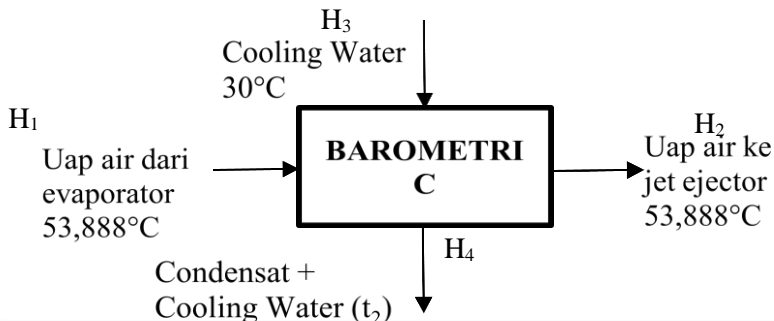


11. Evaporator



$Q_{in} \text{ (kcal)}$		$Q_{out} \text{ (kcal)}$	
H_F	543765	H_{V1}	2625.639
H_{S1}	1660813.115	H_{L1}	1714322
Total	2204578	Total	2204578

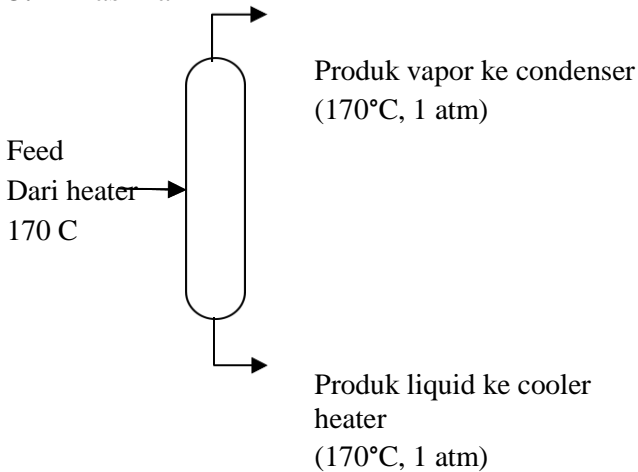
12. Barometric Condensor





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	1637732.830	H_2	327546.5660
H_3	276063.2744	H_4	1586249.539
Total	1913796.105	Total	1913796.105

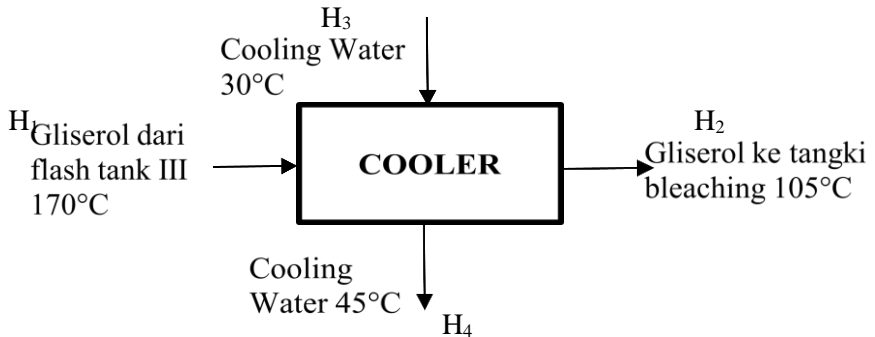
13. FlashTank III



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_F	18241.436	H_v	17025.4643
Q_{flash}	62.63246326	H_L	1278.603942
Total	18304.0682	Total	18304.0682

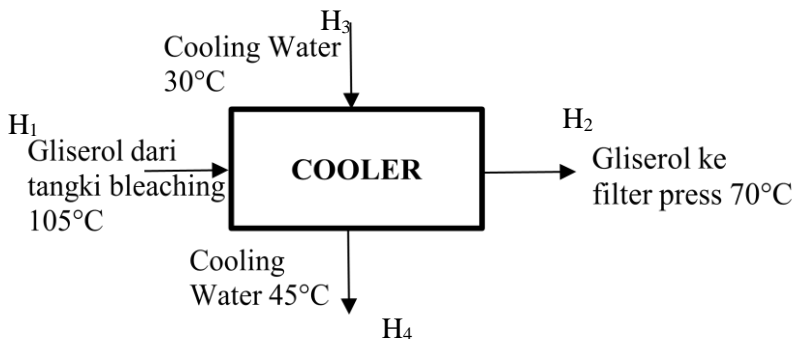


14. Cooler Gliserol



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	277709.4066	H ₂	144098.7371
H ₃	44406.94912	H ₄	178017.6187
Total	322116.3558	Total	322116.3558

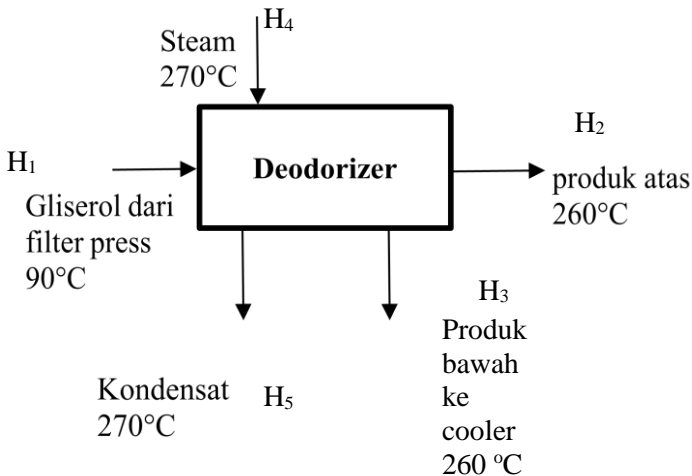
15. Cooler Gliserol





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	144244.9881	H ₂	78217.9243
H ₃	21944.8078	H ₄	87971.87163
Total	166189.7959	Total	166189.7959

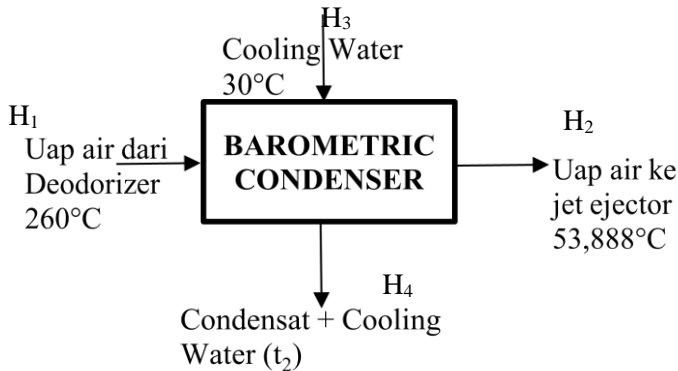
16. Tangki Deodorizer



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	77610.0249	H ₂	1223.024229
H ₄	714990.028	H ₃	480541.0975
		H ₅	310835.9308
Total	792600.0525	Total	792600.0525

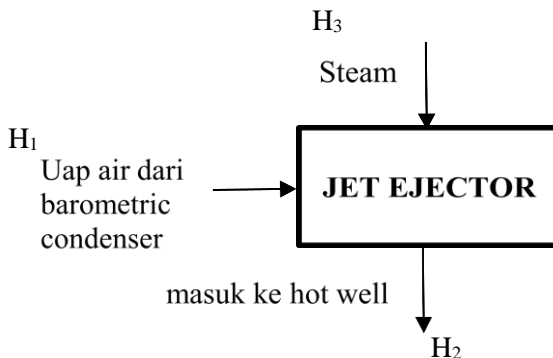


17. Barometric Condenser



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	714990.028	H ₂	142998.0055
H ₃	2030.308838	H ₄	574022.3309
Total	717020.336	Total	717020.336

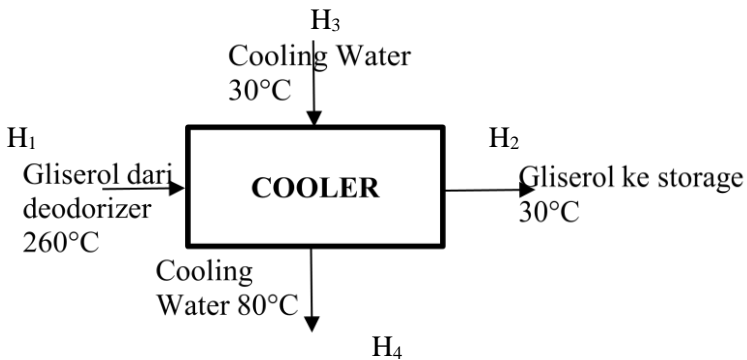
18. Steam Jet Ejector





Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	45.6177	H ₂	38550.27
H ₃	38504.65		
Total	38550.27	Total	38550.27

19. Cooler Gliserol



Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	480541.0975	H ₂	8222.3829
H ₃	46888.71333	H ₄	519207.4279
Total	527429.8108	Total	527429.8108

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Menara Fat Splitting

Nama alat : Menara “Fat Splitting”
Fungsi : Mereaksikan minyak kelapa sawit dengan air proses untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak
Kapasitas : 13782 kg/jam
Tipe : *Single stage countercurrent splitting*
Kondisi operasi :

- Tekanan = 55 atm
- Temperatur = 270 °C

Ukuran :

- Tinggi total = 995.146 in
- Diameter dalam = 54.41 in
- Tebal silinder = 2.702 in
- Tekanan desain = 895.7 psia

Bahan : Carbon Steel SA 353 (9Ni)
Jumlah : 1 Buah

2. Pompa minyak

Jenis alat : Pompa centrifugal
Fungsi : Memompa minyak kelapa sawit dari tangki penyimpanan minyak menuju ke menara fat splitting
Kapasitas : 13809,641 kg/jam
Kondisi operasi :

- $P_1 = 101,325 \text{ kPa}$
- $P_2 = 5066,25 \text{ kPa}$

Power : 77,57 Hp
Efisiensi pompa : 45%
Efisiensi motor : 86%
Head pompa : 5838,12 J/kg
Ukuran :

- Diameter pipa = 2 in IPS sch 40
- Panjang pipa = 25,5 m



Jumlah : 1 buah
 Bahan : *Commercial steel*

3. Tangki Penampung NaOH

Fungsi : Menampung dan mengatur rate NaOH yang akan masuk ke tangki larutan NaOH

Tipe : Silinder vertical dengan tutup atas standart dishead dan tutup bawah berbentuk konis

Kapasitas tangki : 10,3802 kg/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 30 °C
- Ukuran:
 - o Diameter (D) = 6.88 in
 - o Tinggi tangki (H)= 19.873 in
 - o Tebal tangki = 7.874 in
 - o Tebal head = 0.25 in
 - o Tebal dishead = 0.1324 in

Jumlah : 1 buah

4. Heater Air Proses

Fungsi : Memanaskan air proses dari suhu 30 °C menjadi 60 °C sebelum masuk ke menara splitting

Kapasitas : 7880 kg/jam

Tipe : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Suhu masuk = 30 °C
- Suhu keluar = 60 °C

Ukuran :

- Tube side
- Number = 64



- Length = 16 in
- Outside diameter = $\frac{3}{4}$ in
- Pitch = 1 in square
- Passes = 2
- Shell side
- Inside diameter = 14 in
- Baffle space = half circles
- Passes = 1

5. Evaporator

Fungsi : Memekatkan produk gliserol sampai dengan kemurnian 88% dengan menguapkan airnya

Jumlah : 2 unit

Tipe : *Standard Vertical Tube Evaporator*

Kapasitas : 6884,978 kg/jam

Spesifikasi efek 1

- Diameter evaporator = 1,1 ft
- Tinggi shell = 2,1 ft
- Tebal shell = $\frac{1}{4}$ ft
- Tebal tutup = $\frac{1}{4}$ ft
- Tube calandria
- Ukuran = 4 in sch standard 40 IPS
- ID = 0,375 ft
- OD = 0,375 ft
- Panjang tube = 13 ft
- Jumlah tube = 10 buah
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA-203 Grade C

Spesifikasi efek 2

- Diameter evaporator = 0,1 ft
 - Tinggi shell = 2 ft
 - Tebal shell = $\frac{1}{4}$ in
 - Tebal tutup = $\frac{1}{4}$ in
 - Tube calandria
 - Ukuran = 4 in sch standard 40 IPS
 - ID = 0,335 ft
-



- OD = 0,088 ft
- Panjang tube = 12 ft
- Jumlah tube = 9 buah
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA-203 Grade C

6. Tangki Netralisasi

Fungsi : Menetralkan komponen asam lemak dalam produk gliserol dengan bantuan NaOH

Tipe : Reaktor berpengaduk dengan tutup dan alas torrisperical

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 75 °C
- Kapasitas = 6733,9 kg/jam

Spesifikasi reaktor

Silinder

- Tinggi total = 1,9755 m
- Diameter dalam = 71,79 in
- Diameter luar = 72,17 in
- Tebal = 3/16 in

Head

- Tebal head = ¼ in

Perhitungan pengaduk

- Jenis pengaduk = turbin kipas enam
- Jumlah baffle = 6 buah

7. Centrifuges

Fungsi : Memisahkan komponen sabun dalam produk gliserol

Tipe : *Centrifuge type disk*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :



- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 74 °C
- Kapasitas = 6918,4098 kg/jam

Spesifikasi centrifuges

- Volume liquid = 6,875 m³
- Jumlah cycle = 8,6 in
- Volume liquid/cycle = 802,1 L
- Diameter = 1,37 m
- Tinggi centrifugal = 1,065 m
- Kecepatan rotasi = 1500 rpm
- Area screen = 4,6 m²
- Power = 62,5 kW

8. Dekanter

Fungsi : Memisahkan komponen asam lemak dalam produk gliserol

Tipe : *Vertical cylindrical decanter*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 60 °C
- Kapasitas = 7139,520873 kg/jam

Spesifikasi dekanter

- Diameter dekanter = 0,855158 m
- Kecepatan fase minyak = 0,000155 m/s
- Luas area = 0,00197 m²
- Diameter pipa = 0,044436 m

9. Barometric Condensor

Fungsi : Mengembunkan uap dari steam jet ejector

Tipe : *Counter-current dry air condensor*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :



- Rate uap = 2460,29 kg uap/jam

Spesifikasi condensor

- Diameter = 2,3082 ft
- Panjang = 6,30686 ft

10. Filter Press

Fungsi : Memisahkan karbon aktif dalam produk gliserol

Tipe : *Plate and frame filter press*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 70 °C
- Kapasitas = 1172,35721 kg/jam

Spesifikasi filter press

- Jumlah frame = 42
- Tinggi frame = 1,30384 m
- Lebar frame = 1,30384 m
- Tebal frame = 35 mm
- Jenis filter = nylon
- Luas area filter = 143 m²
- Daya = 2 Hp
- Faktor kelonggaran = 20%

11. Steam Jet Ejector

Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser

Tipe : *Single stage jet*

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

- Kebutuhan steam = 52,77 kg/jam
- Suhu steam = 392 °F
- Tekanan steam = 1553,8 kPa



- Suhu vapor = 192 °F
- Tekanan vapor = 4,44083 inHg

Spesifikasi steam jet ejector

- Total uap air = 120 lb/jam
- Total campuran uap ke ejector = 120,85 lb/jam

12. Cooler Gliserol

Fungsi : Mendinginkan gliserol dari suhu 110 °C menjadi 60 °C

Kapasitas : 796168.7644 kg/jam

Tipe : Shell and tube heat exchanger

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Suhu masuk = 110 °C
- Suhu keluar = 60 °C

Ukuran :

Tube side

- Number = 76
- Length = 16 in
- Outside diameter = $\frac{3}{4}$ in
- Pitch = 1 in square
- Passes = 2

Shell side

- Inside diameter = 14 in
- Baffle space = 5
- Passes = 1

BAB VI UTILITAS

Air merupakan bagian penunjang yang berperan penting dari suatu industri. Sama halnya dengan air, ada beberapa macam penunjang lainnya yang juga dibutuhkan pada sistem pemrosesan dalam suatu industri. Dimana masing-masing unit penunjang tersebut memiliki fungsi kerja yang spesifik. Fungsi dari masing-masing unit penunjang tersebut adalah sebagai berikut :

1. Air : Berfungsi sebagai air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air boiler.
2. Steam : Digunakan dalam tahap reaksi hidrolisis pada menara splitting dan pemanasan dalam berbagai tahap pengolahan.
3. Listrik: Berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses maupun untuk penerangan
4. Bahan bakar : Berfungsi sebagai bahan bakar *furnace*.

VI.1. Unit Penyedia Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai di sekitar lingkungan pabrik. Air sungai tersebut digunakan untuk keperluan proses produksi antara lain sebagai :

1. Air Sanitasi
2. Air pendingin
3. Air proses
4. Air umpan Boiler

VI.1.1. Air Sanitasi

Air sanitasi harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

A. Fisik

- | | |
|--------------|----------------------------------|
| a) Suhu | : Di bawah suhu udara sekitarnya |
| b) Warna | : Jernih (tidak berwarna) |
| c) Rasa | : Tidak rasa |
| d) Bau | : Tidak bau |
| e) Kekeruhan | : < 1 mgr SiO ₂ /lt |

**B. Kimia**

- a) PH : 6,5 – 8,5
- b) Tidak mengandung zat organik, anorganik, dan bahan radioaktif.

C. Biologi

Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen.

VI.1.2. Air Pendingin

Digunakan karena faktor-faktor berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah diatur dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas yang tinggi persatuan volum
- Tidak terdekomposisi

VI.1.3 Air Proses

Yang perlu diperhatikan pada air proses adalah kadar: keasaman (pH), alkalinitas, Kesadahan, Logam berat, Minyak, BOD, COD, dll.

VI.1.4 Air Umpan boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.
Disebabkan oleh adanya kadar logam Al yang cukup tinggi dan kandungan asam terlarut dan gas-gas terlarut, seperti O_2 dan SO_2 dalam jumlah besar.
- Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak. Disebabkan oleh adanya kelebihan ion Ca^{2+} serta ion CO_3^{2-} (salah satu ion alkaliniti). (Alaerts, 1984)

VI.2 Perhitungan Kebutuhan Air

Diketahui densitas air pada $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 995,68\text{ Kg/m}^3$.

(Geankoplis, 1997)



VI.2.1 Air Sanitasi

1. Air untuk karyawan

Asumsi : Air untuk karyawan $10 \text{ m}^3/\text{hari}$
Ditetapkan : Jumlah karyawan 100 orang, sehingga
total air yang dibutuhkan $= 10 \text{ m}^3/\text{hari} \times \text{densitas air}$
 $= 10 \text{ m}^3/\text{hari} \times 995,68 \text{ kg/m}^3$
 $= 9956,8 \text{ kg/hari} \times (1 \text{ hari}/24 \text{ jam})$
 $= 414,867 \text{ Kg/jam}$

2. Air untuk laboratorium $= 5 \text{ m}^3 / \text{hari} \times \text{densitas air}$
 $= 5 \text{ m}^3 / \text{hari} \times 995,68 \text{ kg/m}^3$
 $= 4978,4 \text{ Kg/hari} \times (1 \text{ hari}/24 \text{ jam})$
 $= 207,43 \text{ Kg/jam}$

3. Untuk lain-lain $= 5 \text{ m}^3 / \text{hari} \times \text{densitas air}$
 $= 5 \text{ m}^3 / \text{hari} \times 995,68 \text{ kg/m}^3$
 $= 4978,4 \text{ Kg /hari} \times (1 \text{ hari}/24 \text{ jam})$
 $= 207,43 \text{ Kg / jam}$

Jadi total kebutuhan air untuk sanitasi adalah :

Air untuk karyawan + Air untuk laboratorium + Air untuk lain – lain
 $= 414,867 + 207,43 + 207,43$
 $= 829,727 \text{ Kg / jam}$

VI.2.2 Air pendingin

Kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari *Appendiks B – neraca panas*. Berdasarkan perhitungan dari neraca panas, kebutuhan air untuk pendinginan pada sistem pemrosesan dalam studi ini berasal dari :

1. Cooler Asam Lemak (E-234)	= 36644,9	Kg/jam
2. Cooler Gliserol (E-311)	= 26328,5	Kg/jam
3. Tangki Netralisasi (M-320)	= 208,1	Kg/jam
4. Barometric Kondensor (E-351)	= 58636,9	Kg/jam
5. Cooler Gliserol (E-371)	= 9432,2	Kg/jam
6. Cooler Gliserol (E-382)	= 4661,2	Kg/jam
7. Barometric Kondensor (E-392)	= 431,3	Kg/jam
8. Cooler Gliserol (E-396)	= 9959,3	Kg/jam

+



Total kebutuhan air pendingin	= 146302,4	Kg/jam
-------------------------------	------------	--------

VI.2.3 Air Proses

Kebutuhan untuk air proses didapatkan dari *Appendiks A – neraca massa*. Berdasarkan perhitungan dari neraca massa, kebutuhan air untuk keperluan proses pada sistem pemrosesan dalam studi ini berasal dari :

1. Menara “Splitting” (R-210)	= 7401,4	Kg/jam	
2. Tangki Netralisasi (M-320)	= 52,8	Kg/jam	
Total kebutuhan air proses	= 7554,2	Kg/jam	+

VI.2.4 Air Umpan Boiler

Kebutuhan untuk air umpan boiler didapatkan dari *Appendiks A – neraca massa dan Appendiks B – neraca panas*. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, kebutuhan steam pada sistem pemrosesan dalam studi ini berasal dari :

1. Heater CPO (E-211)	= 1693,1	Kg/jam	
2. Menara “Splitting” (R-210)	= 770,4	Kg/jam	
3. Heater Air Proses (R-212)	= 478,6	Kg/jam	
4. Heater Gliserol (E-321)	= 230,8	Kg/jam	
5. Heater Gliserol (E-341)	= 420,2	Kg/jam	
6. Evaporator I (V-340)	= 3783,5	Kg/jam	
7. Steam Jet Ejector (G-352)	= 27,3	Kg/jam	
8. Tangki Deodorizer (D-390)	= 1135,5	Kg/jam	
9. Steam Ejector (G-393)	= 19,9	Kg/jam	
Total kebutuhan steam	= 8559,3	Kg/jam	+

VI.2.5. Penentuan Kebutuhan Air Sirkulasi

Air yang disirkulasikan adalah air pendingin dan air umpan boiler. Dengan asumsi :

1. Air pendingin dan steam yang hilang 5% dalam sekali sirkulasi.
2. Air pendingin dari Cooler (E-121 dan E-131) berubah menjadi steam



Maka total air sirkulasi :

$$\begin{aligned} \text{a) Sirkulasi air pendingin} &= 0,95 \times 146302,4 \text{ Kg/jam} = 68619,674 \text{ Kg/jam} \\ \text{b) Sirkulasi air umpan boiler} &= 0,95 \times 8559,3 \text{ Kg/jam} = \frac{8131,37 \text{ Kg/jam}}{=} + \\ &= 147118,6 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

IV.2.6. Penentuan Make Up Air Pendingin dan Air Umpan Boiler

$$\begin{aligned} \text{a) Make up air pendingin} &= 0,05 \times 146302,4 \text{ Kg/jam} = 7315,1 \text{ Kg/jam} \\ \text{b) Make up air umpan boiler} &= 0,05 \times 8559,3 \text{ Kg/jam} = \frac{427,9 \text{ Kg/jam}}{=} + \\ &= 7743,1 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi kebutuhan air total yang diolah dan diambil dari sungai adalah :

$$\begin{aligned} &\text{Air sanitasi} + \text{Air pendingin} + \text{Air proses} + \text{Air umpan boiler} + \\ &\text{Air sirkulasi} + \text{Air make up} \\ &= 829,727 + 146302,4 + 7554,2 + 8559,3 + 147118,6 + 7743,1 \\ &= 318007,3 \text{ Kg / jam} / \text{densitas air} \\ &= 318007,3 \text{ Kg/jam} / 995,68 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 319,387 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

VI.3 Proses Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik gliserol ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Pandaan Pasuruan, Jawa Timur.

Untuk pengolahan air meliputi :

1. Penyaringan kotoran
2. Penambahan bahan kimia
3. Pengendapan
4. Softening

1. Penyaringan kotoran

Air yang digunakan dari sungai, sebelum masuk bak penampung dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran besar seperti sampah plastik, daun atau



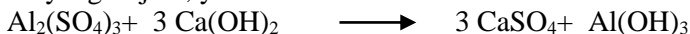
ranting dan sampah lain. Setelah itu air akan dialirkan ke pengolahan berikutnya yaitu proses koagulasi dan flokulasi.

2. Penambahan bahan kimia

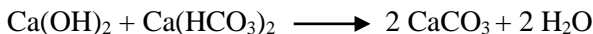
Setelah itu, air sungai dipompa menuju tangki koagulasi dan flokulasi. Koagulasi dapat didefinisikan sebagai proses dimana bahan kimia ditambahkan (koagulan) dalam air yang mengandung partikel tersuspensi (koloidal) disertai dengan pengadukan dengan rpm tinggi agar mendapat homogenitas larutan. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat (5-8 rpm), dimana koagulan menetralkan muatan koloid, sehingga partikel dapat membentuk *floc* (gumpalan) yang besar dan partikel cepat mengendap. Proses ini disebut flokulasi. Untuk koagulasi, pabrik gliserol ini menggunakan tawas sebagai koagulan dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sebagai flokulan.

Pada bak flokulator disertai dengan pengadukan cepat (80–100 rpm) dan penambahan tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang berfungsi sebagai koagulan. Tujuan pemberian tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan jadi lebih cepat. Dengan adanya penambahan tawas tersebut diharapkan kotoran-kotoran yang masih terdapat dalam air dapat digumpalkan untuk kemudian diendapkan secara gravitasi.

Reaksi yang terjadi, yaitu :



Setelah terbentuk gumpalan – gumpalan, air dialirkan ke bagian bak berpengaduk dengan kecepatan lambat (5-8 rpm) yang disertai penambahan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat melalui reaksi berikut :



Penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ juga digunakan untuk mengkondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, sebab dengan adanya penambahan



tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ agar pH air menjadi tetap netral.

3. Pengendapan

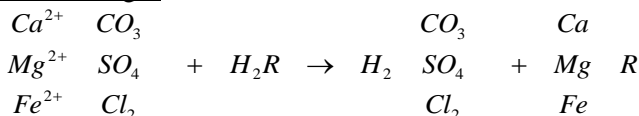
Selanjutnya, air dari bak penambahan bahan kimia dialirkan secara *overflow* ke clarifier yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi, agar flok – flok yang terbentuk tidak rusak. Di clarifier ini air diberi kesempatan untuk mengendap sebaik mungkin. Air jernih dari bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke sand filter yang berfungsi menangkap partikel – partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Filter yang digunakan adalah anthracite coal. Keuntungan menggunakan anthracite dibanding pasir adalah karena mempunyai berat jenis yang lebih kecil (s.g. 1.5 pasir, 2.65) bentuknya yang tidak beraturan serta luas permukaan dari butir-butir runcing persatuan volume lebih besar dari luas permukaan pasir yang lebih bulat, hal ini membuat penangkapan flok yang lebih baik. Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit sebagai pembunuh kuman. Untuk air pendingin dan air proses dapat langsung digunakan, sedangkan untuk air umpan boiler dilakukan softening pada kation exchanger.

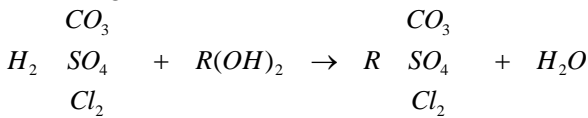
4. Softening

Ion *exchanger* terdiri dari kation dan anion *exchanger*, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^+ dari resin kation (RNa), sedangkan pada anion *exchanger* ion negatif seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat (ROH).

Reaksi yang terjadi pada proses demineralisasi, antara lain :

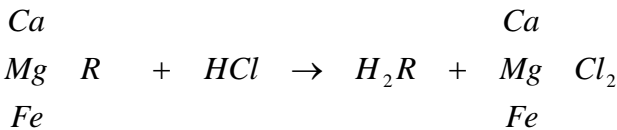
Kation exchanger :



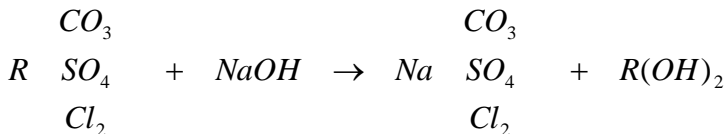
Anion exchanger :

Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl ke dalam kation exchanger dan larutan NaOH untuk anion exchanger. Regenerasi yang terjadi yaitu :

Kation exchanger, dengan menggunakan HCl 5%



Anion exchanger, dengan menggunakan NaOH 40%



BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1. Usaha-usaha Keselamatan Kerja

VII.1.1. Keselamatan Karyawan

- Pada daerah menara splitting

Kondisi operasi yang terjadi di menara splitting yaitu temperatur dan tekanan reaksi tinggi. Sehingga menara splitting perlu diisolasi bagian luar permukaan dinding. Agar mencegah panas hilang atau *Qloss* yang terjadi secara konduksi di dinding menara. Di daerah ini karyawan wajib mengenakan sarung tangan tujuannya untuk mengantisipasi kontak langsung antara tangan dengan dinding menara.

Selain sarung tangan, APD (alat pelindung diri) yang harus dikenakan di sekitar menara splitting yaitu *safety shoes* dan *helmet*. *Safety shoes* dan *helmet* berguna untuk melindungi kaki dan kepala dari bahaya kejatuhan barang-barang berat seperti mour, baut. Selain itu juga melindungi kaki dan tangan dari percikan atau tumpahan minyak goreng bekas (UFO).

- Tangki flash tank

Pada tangki flash tank yang berfungsi untuk menurunkan tekanan operasi . Oleh karena itu, pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan : alat pelindung tangan Sarung tangan karet untuk melindungi tangan dari bahaya panas ,Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari percikan aliran panas dan Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa dan benda keras yang jatuh.

- Pada daerah Perpipaan

Pada kawasan perpipaan karyawan selain harus hati-hati dan selalu mengecek kondisi pipa dari bahaya kebocoran mengingat hampir semua proses pada pabrik ini menggunakan temperatur dan tekanan tinggi, maka diperlukan pemakaian alat pelindung diri diantaranya : sepatu pengaman (*safety shoes*) agar



terhindar dari cedera pada kaki saat berjalan ditempat yang licin akibat minyak yang keluar dari pipa apabila terjadi kebocoran.

- Pada daerah Heat Exchanger

Pada kawasan Heat Exchanger temperatur yang digunakan pada proses pembuatan gliserol ini merupakan panas eksotermis (menghasilkan panas) jadi suhu disekitar HE sangat tinggi maka pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan : Sepatu pengaman (safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya percikan aliran panas pipa HE, Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya percikan aliran panas pipa HE, Ear plug untuk menahan suara bising yang dikeluarkan oleh heat exchanger.

- Pada daerah tangki netralisasi

Pada tangki netralisasi berfungsi untuk menetralkan komponen asam minyak dalam produk gliserol dengan bantuan kaustik soda maka pekerja / karyawan diwajibkan menggunakan : Sarung tangan kulit agar terhindar dari percikan kaustik soda, Sepatu pengaman (safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya percikan aliran panas pipa sekitar tangki netralisasi dan Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari bahaya benda jatuh

- Pada daerah evaporator

Pada evaporator yang berfungsi untuk memekatkan produk gliserol sampai kemurnian 88% dengan menguapkan airnya. maka karyawan diwajibkan menggunakan Alat pelindung telinga Ear plug untuk menahan suara bising yang dihasilkan evaporator, sarung tangan Sepatu pengaman dan pengaman kepala berfungsi untuk melindungi kaki,tangan dan kepala dari bahaya percikan aliran panas pipa sekitar compressor.

- Pada daerah filter press

Dimana pada filter press bertujuan untuk memisahkan bleaching eart dengan produk gliserol karyawan diwajibkan menggunakan : Sepatu pengaman berfungsi untuk mengurangi cedera pada kaki dengan kondisi licin dan berminyak . Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan



benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.

- Pada daerah Perpompaan

Pada daerah perpompaan ini pekerja / karyawan di harapkan memakai sepatu pengaman karena kebanyakan di daerah perpompaan kondisi licin dan berminyak sehingga dapat menciderai karyawan atau pekerja saat pengoperasian pompa.

- Pada daerah tangki minyak kelapa sawit dan Tangki produk Gliserol

Pada kawasan ini maka karyawan diwajibkan menggunakan : sepatu pengaman karena di sekitar tangki kondisi licin akibat percikan minyak dan mencegah karyawan terpeleset pada saat melakukan pengukuran ketinggian fluida yang ada di dalam tangki.

VII.4.2. Keselamatan Pabrik

- a. Pada menara splitting

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan system keamanan yang berupa :

- Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3
- Alat kontroler otomatis, misal kontroler suhu, tekanan sehingga dapat diketahui apabila ada kebocoran.

- b. Pada Pompa

Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

- c. Pada sistem Perpipaan

Pada sistem perpipaan digunakan pengecekan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warna merah , sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

- d. Pada Heat Exchanger



Pada area Heat Exchanger khususnya Heater dilengkapi isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

e. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan

Dengan disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran). Disediakan hydrant disetiap plant (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan. Memasang alarm disetiap plant (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat. Memasang kontroler bahaya secara otomatis, misalnya peka terhadap bahaya kebakaran.

BAB VIII INSTRUMENTASI

Dalam perencanaan suatu industri, instrumentasi merupakan salah satu bagian yang memegang peranan sangat penting, sebab dengan adanya sistem instrumentasi tersebut maka bagian-bagian yang penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual ataupun secara otomatis untuk mengingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan peralatan instrumentasi adalah sebagai berikut :

1. Untuk menjaga suatu proses instrumentasi tetap aman, yaitu dengan cara :
 - Mendeteksi timbulnya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya serta *interlock automatis* jika kondisi kritis timbul.
 - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menahan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan faktor-faktor lain.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.

Pengaturan secara manual, biasanya dilakukan dengan menggunakan peralatan yang hanya diberi instrumen penunjuk atau pencatat saja. Sedangkan pada instrumen penunjuk secara otomatis diperlukan adanya beberapa bagian instrumentasi, yaitu :

1. Elemen primer

Adalah elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variabel yang diukur atau sensor.

2. Elemen pengukur



Adalah suatu alat yang dapat menerima output dari elemen primary dan melakukan pengukuran termasuk peralatan penunjuk atau indikator, juga peralatan pencatat (recorder).

3. Elemen pengontrol

Adalah elemen yang dapat menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dirasa oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga sesuai dengan perubahan yang terjadi.

4. Elemen pengontrol akhir

Merupakan elemen yang dapat mengubah variabel yang diukur tetap berada dalam range yang diinginkan.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- Sensitivity
- Readability
- Accuracy
- Precision
- Faktor-faktor ekonomi
- Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu

Tabel VIII.1 Kode Instrumentasi pada Alat Proses

No.	Kode	Nama Alat	Jumlah
1	F-111	Tangki Penyimpanan CPO	1
2	R-210	Menara Fat Splitting	1
3	E-211	Heater CPO	1
4	E-212	Heater Air Proses	1
5	L-213	Pompa CPO	1
6	L-214	Pompa Air Proses	1
7	D-220	Flash Tank I	1
8	D-230	Flash Tank II	1
9	L-231	Pompa Asam Lemak	1
10	E-234	Cooler Asam Lemak	1



11	F-235	Tangki Penampung Asam Lemak	1
12	H-310	Dekanter	1
13	E-311	Cooler Gliserol	1
14	L-312	Pompa Gliserol	1
15	L-313	Pompa Asam Lemak	1
16	M-320	Tangki Netralisasi	1
17	E-321	Heater Gliserol	1
18	M-322	Tangki Larutan NaOH	1
19	F-323	Tangki Penyimpanan NaOH padatan	1
20	L-330	Centrifuge	1
21	V-340	Evaporator I	1
22	E-341	Heater Gliserol	1
23	L-342	Pompa Gliserol	1
24	V-350	Evaporator II	1
25	E-351	Barometric Condenser	1
26	G-352	Steam Jet Ejector	1
27	F-353	Tangki Penampung Air Jatuhan	1
28	D-360	Flash Tank III	1
29	E-361	Heater Gliserol	1
30	L-362	Pompa Gliserol	1
31	M-370	Tangki Bleaching	1
32	E-371	Cooler Gliserol	1
33	F-372	Tangki Penyimpanan Karbon Aktif	1
34	H-380	Filter Press	1
35	L-381	Pompa Gliserol	1
36	E-382	Cooler Gliserol	1
37	D-390	Deodorizer	1
38	L-391	Pompa Gliserol	1

VIII-4



BAB VIII Instrumentasi

39	E-392	Barometric Condenser	1
40	G-393	Steam Jet Ejector	1
41	F-394	Tangki Penampung Air Jatuhan	1
42	L-395	Pompa Gliserol	1
43	E-396	Cooler Gliserol	1
44	F-397	Tangki Penampung Gliserol	1

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

IX.1. Pengolahan Limbah pada Industri secara umum

Teknologi pengolahan air limbah adalah kunci dalam memelihara kelestarian lingkungan. Apapun macam teknologi pengolahan air limbah domestik maupun industri yang dibangun harus dapat dioperasikan dan dipelihara oleh masyarakat setempat. Jadi teknologi pengolahan yang dipilih harus sesuai dengan kemampuan teknologi masyarakat yang bersangkutan.

Berbagai teknik pengolahan air buangan untuk menyisihkan bahan polutannya telah dicoba dan dikembangkan selama ini. Teknik-teknik pengolahan air buangan yang telah dikembangkan tersebut secara umum terbagi menjadi 3 metode pengolahan:

1. Pengolahan secara fisika
2. Pengolahan secara kimia
3. Pengolahan secara biologi

Untuk suatu jenis air buangan tertentu, ketiga metode pengolahan tersebut dapat diaplikasikan secara sendiri-sendiri atau secara kombinasi.

a) Pengolahan Secara Fisika

Pada umumnya, sebelum dilakukan pengolahan lanjutan terhadap air buangan, diinginkan agar bahan-bahan tersuspensi berukuran besar dan yang mudah mengendap atau bahan-bahan yang terapung disisihkan terlebih dahulu. Penyaringan (*screening*) merupakan cara yang efisien dan murah untuk menyisihkan bahan tersuspensi yang berukuran besar. Bahan tersuspensi yang mudah mengendap dapat disisihkan secara mudah dengan proses pengendapan. Parameter desain yang utama untuk proses pengendapan ini adalah kecepatan mengendap partikel dan waktu detensi hidrolis di dalam bak pengendap.

Teknologi membran (reverse osmosis) biasanya diaplikasikan untuk unit-unit pengolahan kecil, terutama jika



pengolahan ditujukan untuk menggunakan kembali air yang diolah. Biaya instalasi dan operasinya sangat mahal.

b) Pengolahan Secara Kimia

Pengolahan air buangan secara kimia biasanya dilakukan untuk menghilangkan partikel-partikel yang tidak mudah mengendap (koloid), logam-logam berat, senyawa fosfor, dan zat organik beracun; dengan membubuhkan bahan kimia tertentu yang diperlukan. Penyisihan bahan-bahan tersebut pada prinsipnya berlangsung melalui perubahan sifat bahan-bahan tersebut, yaitu dari tak dapat diendapkan menjadi mudah diendapkan (flokulasi-koagulasi), baik dengan atau tanpa reaksi oksidasi-reduksi, dan juga berlangsung sebagai hasil reaksi oksidasi.

c) Pengolahan secara biologi

Semua air buangan yang biodegradable dapat diolah secara biologi. Sebagai pengolahan sekunder, pengolahan secara biologi dipandang sebagai pengolahan yang paling murah dan efisien. Dalam beberapa dasawarsa telah berkembang berbagai metode pengolahan biologi dengan segala modifikasinya.

Ditinjau dari segi lingkungan dimana berlangsung proses penguraian secara biologi, proses ini dapat dibedakan menjadi dua jenis:

1. Proses aerob, yang berlangsung dengan adanya oksigen
2. Proses anaerob, yang berlangsung tanpa adanya oksigen

IX.2. Pengolahan Limbah pada Pabrik Gliserol

Dalam Pembuatan Gliserol dari Minyak Kelapa Sawit dengan Proses *Continuos Fat Splitting* ini, terdapat 2 kategori limbah yaitu limbah padat dan limbah cair.

1. Limbah padat

cake dari unit Filter Press, kontaminan dalam sistem vakum pengkondensasian air, dimana cake yang berasal dari unit Filter Press, biasanya langsung dibuang ke lahan padat. Kontaminan yang berasal dari unit vakum, berupa gliserol dan zat yang mudah terkondensasi lainnya, yang terikut pada uap dari



unit Evaporasi. Pertama, gliserol dianggap sebagai produk yang terbuang (*loss of product*). Namun dalam studi ini, berdasarkan perhitungan neraca massanya, jumlah gliserol yang terbuang tersebut, diabaikan karena dianggap kecil sekali. Kedua, sejumlah gliserol yang terikut tadi akan mencemari uap yang terkondensasi, yang nantinya akan disirkulasikan menuju Cooling Tower. Oleh karena itu, uap terkondensasi yang mengandung gliserol tersebut harus dibuang, dan ditambahkan sejumlah air baru (*make up water*) pada unit pengolahan air, untuk menggantikannya. Alternatif lainnya adalah dengan menggunakan sistem jaringan tertutup (*closed – loop system*), yang berupa “*surface condenser*” yang didinginkan dengan air bersih, yang disirkulasikan dari Cooling Tower. “*Surface condenser*”, biasanya berupa alat penukar panas tipe shell and tube horisontal, yang berfungsi sebagai pengganti “*barometric condenser*” dalam sistem vakum. Dan karena menggunakan air pendingin yang bersih, maka memungkinkan sekali untuk me-“*recovery*” uap yang terkondensasi.

Alternatif ketiga adalah dengan menggunakan proses penukaran ion (*ion exchange*) dalam perencanaan studi ini. Karena secara teoritis, metode *ion exchange* ini tidak menghasilkan aliran limbah. Namun, secara praktis sejumlah air limbah asam dan basa akan dihasilkan saat dilakukan regenerasi resin penukar ion. Dan sebagai tambahan, resin penukar ion itu sendiri harus secara *periodic* diganti, sehingga menimbulkan masalah pembuangan limbahnya (*Swern, 1996*).

2. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari unit Netralisasi, yang berupa sabun (*soapstock*), mengandung sejumlah air, dan asam minyak. Untuk pengolahannya, “*soapstock*” dipompakan dari ke dalam tangki dari bahan kayu, plastik atau logam yang sesuai, dimana “*soapstock*” diencerkan dengan air lalu ditambahkan asam sulfat sampai terbentuk asam bebas. Selanjutnya “*soapstock*” dididihkan dengan steam sampai emulsi terpecah dan sabun terpisah. Saat pengendapan, material minyak



naik ke permukaan dan air asam (yang mengandung asam sulfat bebas, sodium sulfat, dan impuritis yang larut dalam air) membentuk lapisan bawah. Lapisan encer ini dikeluarkan dan lapisan minyak dididihkan dengan air untuk membilas sisa asam sulfat dan zat lainnya yang larut dalam air. Pembilasan dimaksudkan untuk menetralkan asam mineral yang ada.

Proses pengasaman yang dilakukan secara kontinyu merupakan perbaikan yang ekonomis. Sistem pengasaman kontinyu menggunakan asam mineral pada suhu 80-90 °C dengan bantuan agen pendispersi. Sebelum proses pengasaman, bisa dilakukan penanganan awal menggunakan kaustik soda, penggumpalan dan pembilasan. Pengasaman kontinyu dari “*soapstock*” encer menyangkut pengontrolan asam sulfat melalui pengukuran pH dalam reaksi, dan pendinginan campuran sebelum sentrifugasi (Swern, 1996).

BAB X

KESIMPULAN

Dari deskripsi tentang Pembuatan Gliserol dari *Crude Palm Oil* dengan Proses *Continuous Fat Splitting*, dapat disimpulkan beberapa hal berikut :

➤ **Kapasitas Produksi**

Dari perhitungan neraca massa yang telah dilakukan dengan menggunakan data dari pabrik yang sudah ada, untuk bahan baku:

1. Minyak kelapa sawit = 13950 Kg/jam
 2. Air proses = 6975,2 Kg/jam
 3. Steam = 1595,6 Kg/jam
- dihasilkan produk sebesar 1066,925 Kg/jam

Pengoperasian proses produksi

Pengoperasian proses dalam studi ini direncanakan secara kontinyu, dengan massa kerja 330 hari per tahun

➤ **Kualitas Produk**

Dalam studi ini dihasilkan produk utama :

- Gliserol 99,2% : 1058.3 kg/jam

Dan produk samping :

- Asam Lemak : 15716,439 kg/jam
- Sabun : 31,5063 kg/jam

➤ **Kebutuhan air**

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas yang telah dilakukan, dapat diketahui kebutuhan air total yang akan diolah dalam unit pengolahan air :

- | | | |
|--------------------------|------------|--------|
| ~ Untuk air sanitasi | = 829,7 | Kg/jam |
| ~ Untuk air pendingin | = 146302,4 | Kg/jam |
| ~ Untuk air proses | = 7554,2 | Kg/jam |
| ~ Untuk air umpan boiler | = 8559,3 | Kg/jam |

dan total kebutuhan air untuk unit pengolahan air adalah sebesar 162315,8 Kg/jam.



➤ **Limbah**

Limbah yang terbentuk pada studi ini berupa limbah cair dan padat. Limbah cair berupa sabun yang terbentuk pada tahap netralisasi, sedangkan limbah padatnya berupa cake karbon aktif yang terbentuk pada tahap pemucatan. Limbah sabun (“soapstock”) dapat diolah dengan proses pengasaman, hingga dapat menghasilkan asam minyak untuk produksi sabun kualitas rendah. Sedangkan limbah karbon aktif dapat diregenerasi, agar dapat digunakan kembali.

APENDIKS A
NERACA MASSA

Mencari BM campuran trigliserida (basis 1 kg trigliserida):

Data % berat setiap komponen trigliserida dalam minyak
kelapa sawit:

Komponen	%Berat	BM	Massa (kg)	Kmol
Myristic	1,0	722	0,0100	0,000014
Palmitic	42,5	806	0,4250	0,000527
Stearic	4,0	890	0,0400	0,000045
Oleic	43,0	884	0,4300	0,000486
Linoleic	9,5	878	0,0950	0,000108
Total	100		1	0,001181

$$\begin{aligned}\text{BM trigliserida} &= \text{massa/mol} \\ &= 1 : 0,001181 \\ &= 846,94 \text{ kg/kmol}\end{aligned}$$

Mencari BM campuran asam lemak (basis 1 Kg asam lemak) :

Data % Berat setiap komponen asam lemak dalam
minyak kelapa sawit dari:

Komponen	%Berat	BM	Massa (kg)	Kmol
Myristic	1,0	228	0,01	0,000044
Palmitic	42,5	256	0,425	0,001660
Stearic	4,0	284	0,04	0,000141
Oleic	43,0	282	0,43	0,001525
Linoleic	9,5	280	0,095	0,000339
Total	100		1	0,003709

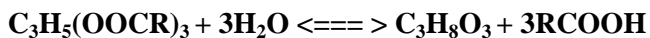
$$\begin{aligned}\text{BM asam lemak} &= \text{massa/mol} \\ &= 1 : 0,003709 \\ &= 269,62 \text{ kg/kmol}\end{aligned}$$

Asam Lemak Bebas	4	558,012128	2,070
Air	0,2	27,9006064	1,550
Non gliserida	0,18	25,11054576	-
Total	100	13950,3032	19,370

Komponen Triglisierida

Komponen	% Berat	BM	Massa (kg)	Kmol
Myristic	1,0	722	133,393	0,18475
Palmitic	42,5	806	5669,194	7,03374
Stearic	4,0	890	533,571	0,59952
Oleic	43,0	884	5735,890	6,48856
Linoleic	9,5	878	1267,232	1,44332
Total	100		13339,27992	15,74989

Reaksi : Konversi = 0,99



	Triglisierida	Air	Gliserol	Asam Lemak
M :	15,7499	387,51	-	-
R :	15,5924	46,78	15,592	46,777
S :	0,1575	340,73	15,592	46,777

+

Neraca massa komponen :

1. Neraca massa triglisierida

Triglisierida sebelum reaksi = TGS bereaksi + TGS sisa

$$13339,27992 \text{ kg} = 13205,8871 \text{ kg} + 133,393 \text{ kg}$$

$$13339,27992 \text{ kg} = 13339 \text{ kg}$$

2. Neraca massa H₂O

H₂O sebelum reaksi = H₂O bereaksi + H₂O sisa +

(H₂O dalam CPO + H₂O dalam CPO + H₂O dari steam

H₂O dari steam +

H₂O sebagai bahan baku)

$$\begin{array}{rclcl}
 28 & + & 1595,6 & + & 6975,2 & = & 842 & + & 6133,162 & + \\
 & & & & & & 28 & + & 1595,6 & \\
 & & & & 8598,7 \text{ kg} & = & 8598,7 \text{ kg} & & &
 \end{array}$$

3. Neraca massa gliserol

Gliserol sebelum reaksi + = Gliserol keluar sebagai produk

Gliserol terbentuk

$$\begin{array}{rclcl}
 0 & + & 1434,5 & = & 1434,5 \\
 & & 1434,5 \text{ kg} & = & 1434,5 \text{ kg}
 \end{array}$$

4. Neraca massa asam lemak

FA sebelum reaksi + FA terbentuk = FA produk

FA dalam minyak + FA terbentuk = FA sisa + FFA

$$\begin{array}{rclcl}
 558 \text{ kg} & + & 12613,4 \text{ kg} & = & 12613,4 \text{ kg} & + & 558 \text{ kg} \\
 & & 13171,4 \text{ kg} & = & 13171,4 \text{ kg}
 \end{array}$$

5. Neraca massa non gliserida

Non gliserida mula-mula = Non gliserida pada produk

Non gliserida pada minyak = Non gliserida pada produk

$$\begin{array}{rclcl}
 25,11055 \text{ kg} & = & 25,1105 \text{ kg} \\
 25,11055 \text{ kg} & = & 25,1105 \text{ kg}
 \end{array}$$

Komponen	Sebelum Reaksi (kg)	Sesudah Reaksi (kg)
Trigliserida	13339,2799	133,3927992
H ₂ O	8598,65221	7756,663
Gliserol	0	1434,500
Asam Lemak	558,012128	13171,388
Non Gliserida	25,1105458	25,11054576
Total	22521,0548	22521,055

Perhitungan Pemisahan pada Menara Fat Splitting

Dasar perhitungan yang digunakan untuk menetapkan produk atas (fase minyak dan produk bawah (fase air)

1. Kelarutan air dalam fase minyak 10-15%
2. Kandungan gliserol pada fase air (produk bawah) 16 - 20%
3. Untuk kandungan gliserol dalam fase air 16% maka kandungan gliserol dalam fase minyak 2,2%
4. Densitas trigliserida sama dengan densitas asam lemak sehingga perbandingan antara trigliserida yang terpisah pada P_1 dan P_2 dengan trigliserida mula-mula = perbandingan antara asam lemak total yang terpisah pada P_1 dan P_2 dengan asam lemak mula-mula

		P_1	
		Fase minyak →	
		<div style="border: 1px solid black; padding: 5px;"> Produk Reaksi Gliserol (A) = 1434,5 = 6,4 % FA (B) = 13171 = 58,5 % Air (C) = 7756,7 = 34,4 % TGS (D) = 133,39 = 0,6 % NGS (E) = <u>25,111</u> = <u>0,1 %</u> 22521 100 % </div>	
FA	= 558,0121 F		
Air	= 8598,652 →		
TGS	= 13339,28		
NGS	= <u>25,11055</u>		
	22521,05		
		Fase Air →	
		P_2	

Komponen P_1

Gliserol	:	Y_{A1}	=	0,022
Asam lemak	:	Y_{B1}	=	
Air	:	Y_{C1}	=	
Trigliserida	:	Y_{D1}	=	

Komponen P₂

Gliserol	:	X _{A2}	=	0,16
Asam lemak	:	X _{B2}	=	
Air	:	X _{C2}	=	
Trigliserida	:	X _{D2}	=	
		Σ X _{P2}	=	<u>1</u>

Keterangan :

A = Gliserol

B = Asam Lemak

C = Air

D = Trigliserida

E = Non Gliserida

Y_{A1} = Fraksi massa gliserol dalam produk atas

Y_{B1} = Fraksi massa asam lemak dalam produk atas

Y_{C1} = Fraksi massa air dalam produk atas

Y_{D1} = Fraksi massa trigliserida dalam produk atas

X_{A2} = Fraksi massa gliserol dalam produk bawah

Y_{B2} = Fraksi massa asam lemak dalam produk bawah

X_{C2} = Fraksi massa air dalam produk bawah

X_{D2} = Fraksi massa trigliserida dalam produk bawah

X_{E2} = Fraksi massa Non Gliserida dalam produk bawah

Neraca Massa Overall

$$F = P_1 + P_2$$

$$22521,1 = P_1 + P_2$$

$$P_1 = 22521,1 - P_2 \quad \dots \text{ (pers 1)}$$

Neraca Massa Komponen

1. Neraca massa gliserol

Gliserol hasil reaksi = Gliserol pada P_1 + Gliserol pada P_2

$$1434,50 = 0,022 P_1 + 0,16 P_2 \dots (\text{pers } 2)$$

Substitusi pers (1) ke pers (2)

$$1434,50 = 0,022 P_1 + 0,16 P_2$$

$$1434,50 = 0,022 (22521,1 - P_2) + 0,16 P_2$$

$$1434,50 = 495,463 - 0,022 P_2 + 0,16 P_2$$

$$939,037 = 0,138 P_2$$

$$P_2 = 6804,616 \text{ kg}$$

$$P_1 = 22521,1 - P_2$$

$$P_1 = 22521,1 - 6804,616$$

$$P_1 = 15716,439 \text{ kg}$$

2. Neraca massa H_2O

H_2O sesudah reaksi = H_2O pada P_1 + H_2O pada P_2

$$7756,66 = Y_{C1} P_1 + X_{C2} P_2$$

$$7756,66 = (0,15 \times 15716) + (X_{C2} \times 6804,62)$$

$$7756,66 = 2357,466 + (X_{C2} \times 6804,616)$$

$$5399,20 = (X_{C2} \times 6804,616)$$

$$X_{C2} = 0,7935$$

3. Neraca massa komponen Non Gliserida :

Non gliserida sesudah reaksi = $X_{E2} \cdot P_2$

$$25,111 = X_{E2} \times 6804,616$$

$$X_{E2} = 0,0037$$

3. Neraca massa asam lemak (FA)

FA sesudah reaksi = FA pada P_1 + FA pada P_2

$$13171,388 = Y_{B1} P_1 + X_{B2} P_2$$

$$13171,388 = Y_{B1} 15716,439 + X_{B2} 6804,62$$

Berdasarkan dasar perhitungan no.9), dimana $D_1/D = B_1/B$
dan $D_2/D = B_2/B$

$$D_1 / D = B_1 / B$$

$$D_1 / 133,393 = B_1 / 13171,388$$

$$D_1 = 0,0101 B_1$$

$$Y_{D1} \times P_1 = 0,0101 \times Y_{B1} \cdot P_1$$

$$Y_{D1} = 0,0101 \times Y_{B1} \quad \dots \text{pers (3)}$$

$$D_2 / D = B_2 / B$$

$$D_2 / 133,393 = B_2 / 13171,388$$

$$D_2 = 0,0101 B_2$$

$$X_{D2} \times P_2 = 0,0101 \times X_{B2} \cdot P_2$$

$$X_{D2} = 0,0101 \times X_{B2} \quad \dots \text{pers (4)}$$

Fraksi massa P_1 (ΣX_{P1})

$$Y_{A1} + Y_{B1} + Y_{C1} + Y_{D1} = 1$$

$$0,022 + Y_{B1} + 0,2 + 0,0101 Y_{B1} = 1$$

$$0,172 + 1,0101 Y_{B1} = 1$$

$$1,0101 Y_{B1} = 0,8280$$

$$Y_{B1} = 0,8197$$

$$Y_{D1} = 0,0083 \text{ dari pers.(3)}$$

Fraksi massa P_2 (ΣX_{P2})

$$X_{A2} + X_{B2} + X_{C2} + X_{D2} + X_{E2} = 1$$

$$0,2 + X_{B2} + 0,79 + 0,0101 X_{B2} + 0,0037 = 1$$

$$0,9572 + 1,0101 X_{B2} = 1$$

$$1,0101 X_{B2} = 0,0428$$

$$X_{B2} = 0,04242$$

$$X_{D2} = 0,00043 \text{ dari pers.(4)}$$

Dari perhitungan neraca massa pemisahan produk didapatkan :

$$P_1 = 15716,439 \text{ kg}$$

$$P_2 = 6804,616 \text{ kg}$$

Berikut ini adalah fraksi massa dari tiap komponen

Komponen	Fraksi Massa	
	P ₁	P ₂
Trigliserida	0,0083	0,00043
H ₂ O	0,1500	0,79346
Gliserol	0,022	0,16
Asam Lemak	0,8197	0,0424
Non Gliserida	0	0,0037
Total	1,000	1,000

Dari data di atas, neraca massa overall bahan baku menjadi produk atas dan produk bawah adalah :

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed	P ₁	P ₂
	kg	kg	kg
Trigliserida	13339,27992	130,4695435	2,923255663
H ₂ O	8598,652206	2357,465864	5399,19711
Gliserol	0	345,7616601	1088,738513
Asam Lemak	558,012128	12882,74203	288,6462814
Non Gliserida	25,11054576	0	25,11054576
Total	22521,0548	15716,439	6804,616
	22521,0548	22521,0548	

Neraca massa overall :

$$F = P_1 + P_2$$

$$22521,1 \text{ kg} = 15716 + 6804,6$$

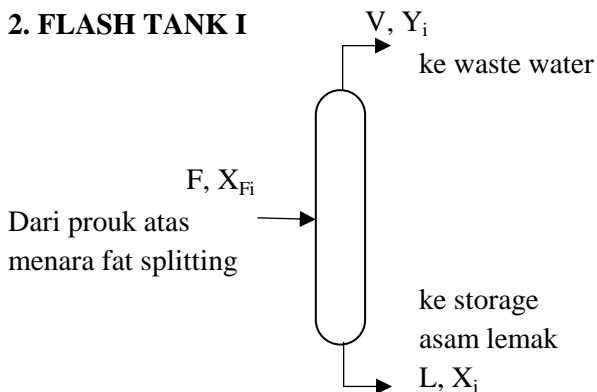
$$22521,1 \text{ kg} = 22521 \text{ kg}$$

Sedangkan untuk kandungan tiap komponen trigliserida dan asam lemak dapat dicari sebagai berikut :

Komponen TGS	BM	% berat	Produk atas (P ₁)		Produk bawah(P ₂)	
			kg	kmol	kg	kmol
Myristic	772	1,00%	1,3047	0,00169	0,02923	0,00004
Palmitic	806	42,50%	55,45	0,0688	1,24238	0,0015
Stearic	890	4,00%	5,2188	0,00586	0,11693	0,0001
Oleic	884	43,00%	56,102	0,06346	1,257	0,0014
Linoleic	878	9,50%	12,395	0,01412	0,27771	0,0003
Total		100,0%	130,47	0,15393	2,92326	0,0034

Komponen FA	BM	% berat	Produk atas (P ₁)		Produk bawah(P ₂)	
			kg	kmol	kg	kmol
Myristic	228	1,00%	128,83	0,56503	2,88646	0,0127
Palmitic	256	42,50%	5475,2	21,3874	122,675	0,4792
Stearic	284	4,00%	515,31	1,81447	11,5459	0,0407
Oleic	282	43,00%	5539,6	19,6439	124,118	0,4401
Linoleic	280	9,50%	1223,9	4,37093	27,4214	0,0979
Total		100,0%	12883	47,7817	288,646	1,0706

2. FLASH TANK I



Keterangan:

F = mol feed masuk

V = mol produk berupa vapor

L = mol produk berupa liquid

X_{Fi} = fraksi mol komponen feed

Y_i = fraksi mol komponen produk berupa vapor

X_i = fraksi mol komponen produk berupa liquid

Komposisi bahan masuk

Komponen Feed	F (kg)	F (kmol)	Fraksi mol (X_{Fi})
Gliserol	345,7616601	3,758278914	0,020574794
Air	2357,465864	130,9703258	0,717000396
Asam lemak:			
Myristic	128,8274203	0,565032545	0,0030933
Palmitic	5475,165361	21,38736469	0,1170857
Stearic	515,3096810	1,814470708	0,0099334
Oleic	5539,579071	19,64389742	0,1075410
Linoleic	1223,860492	4,37093033	0,0239288
Trigliserida:			
Myristic	1,3046954	0,00169	0,0000093
Palmitic	55,4495560	0,06880	0,0003766
Stearic	5,2187817	0,00586	0,0000321
Oleic	56,1019037	0,06346	0,0003474
Linoleic	12,3946066	0,01412	0,0000773
Total	15716,43909	182,6642307	1

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Dasar perhitungan neraca massa menggunakan metode

Flash Distillation dari Van Winkle, eq. 4.5, p.162 :

$$X_i = \frac{1}{V} \cdot \frac{X_{Fi}}{P_i / P_t + (L/V)}$$

Keterangan :

F = Feed (Kmol)

X_{fi} = Fraksi mol komponen feed

V = % mol produk berupa vapor

L = % mol produk berupa liquid

P_i = Tekanan uap komponen pada suhu tertentu

P_t = Tekanan uap total

X_i = Fraksi mol komponen produk liquid

$P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$

Mencari fraksi masing-masing komponen dengan trial harga

L, V, dan T total pada P_t 1 atm

T = 110 V = 1,30% L = 98,7%

Komponen	X_{Fi}	P_i	$P_i/P_t + (L/V)$	X_i
Gliserol	0,02057	0,385	75,92	0,0208457
Air	0,71700	1077,2	77,34046903	0,7131309
Asam lemak:				
Myristic	0,00309	0,023	75,923107	0,0031340
Palmitic	0,11709	0,007	75,923086	0,1186278
Stearic	0,00993	0,002	75,923079	0,0100642
Oleic	0,10754	0,002	75,923079	0,1089575
Linoleic	0,02393	0,002	75,923079	0,0242439
Trigliserida:				
Myristic	0,00001	0,023	75,923107	0,0000094
Palmitic	0,00038	0,007	75,923086	0,0003816
Stearic	0,00003	0,002	75,923079	0,0000325
Oleic	0,00035	0,002	75,923079	0,0003520

Linoleic	0,00008	0,002	75,923079	0,0000783
Total	1,00000			0,9998578

Komponen Liquid

Komponen	X_i	Kmol	Kg
Gliserol	0,0208457	3,758253838	345,75935307
Air	0,7131309	128,5700778	2314,2614
Asam lemak:			
Myristic	0,0031340	0,565032324	128,8273698
Palmitic	0,1186278	21,38736218	5475,164719
Stearic	0,0100642	1,814470661	515,3096677
Oleic	0,1089575	19,64389691	5539,578927
Linoleic	0,0242439	4,370930217	1223,860461
Trigliserida:			
Myristic	0,00000937	0,001690019	1,304694924
Palmitic	0,00038159	0,068795967	55,4495495
Stearic	0,00003252	0,0058638	5,218781606
Oleic	0,00035201	0,06346369	56,10190226
Linoleic	0,00007830	0,014116864	12,39460631
Total	0,999857776	180,2639543	15673,231432

Komponen Vapor

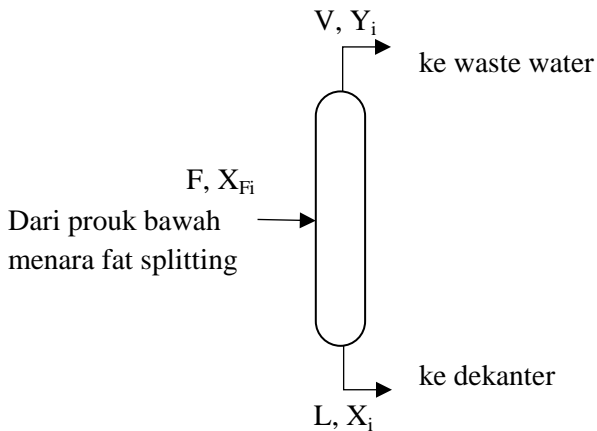
Komponen	Kg	Kmol	Y_i
Gliserol	0,00230700	0,000025076	0,00001045
Air	43,20446393	2,400247996	0,99998813
Asam lemak:			
Myristic	0,00005046	0,000000221	0,00000009
Palmitic	0,00064239	0,000002509	0,00000105
Stearic	0,00001340	0,000000047	0,00000002
Oleic	0,00014401	0,000000511	0,00000021

Linoleic	0,00003182	0,000000114	0,000000047
Trigliserida:			
Myristic	0,00000051	0,00000000066	0,0000000003
Palmitic	0,00000651	0,00000000807	0,0000000034
Stearic	0,00000014	0,00000000015	0,0000000001
Oleic	0,00000146	0,00000000165	0,0000000007
Linoleic	0,00000032	0,00000000037	0,0000000002
Total	43,20766192	2,400276485	1,000000000

Neraca Massa Komponen

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	345,761660	345,759353	0,002307
Air	2357,465864	2314,26140	43,204464
Asam lemak:			
Myristic	128,827420	128,827370	0,0000505
Palmitic	5475,165361	5475,16472	0,0006424
Stearic	515,309681	515,309668	0,0000134
Oleic	5539,579071	5539,57893	0,0001440
Linoleic	1223,860492	1223,86046	0,0000318
Trigliserida:			
Myristic	1,304695	1,304695	0,0000005
Palmitic	55,449556	55,449549	0,0000065
Stearic	5,218782	5,218782	0,0000001
Oleic	56,101904	56,101902	0,0000015
Linoleic	12,394607	12,394606	0,0000003
Total	15716,4391	15673,2314	43,207662
Total	15716,43909	15716,4391	

2. FLASH TANK II



Keterangan:

F = mol feed masuk

V = mol produk berupa vapor

L = mol produk berupa liquid

X_{Fi} = fraksi mol komponen feed

Y_i = fraksi mol komponen produk berupa vapor

X_i = fraksi mol komponen produk berupa liquid

Komposisi bahan masuk

Komponen Feed	F (kg)	F (kmol)	Fraksi mol (X_{Fi})
Gliserol	1088,738513	11,83411427	0,037825163
Air	5399,19711	299,955395	0,958741938
Asam lemak:			
Myristic	2,886462814	0,0126599	0,000040465
Palmitic	122,6746696	0,4791979	0,001531652
Stearic	11,54585126	0,0406544	0,000129943
Oleic	124,117901	0,4401344	0,001406794

Linoleic	27,42139673	0,0979336	0,000313023
Trigliserida:			
Myristic	0,029232557	0,0000379	0,00000012
Palmitic	1,242383657	0,0015414	0,00000493
Stearic	0,116930227	0,0001314	0,00000042
Oleic	1,256999935	0,0014219	0,00000454
Linoleic	0,277709288	0,0003163	0,00000101
Non gliserida	25,11054576		
Total	6804,615706	312,8635384	1

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Dasar perhitungan neraca massa menggunakan metode 'Flash Distillation' dari Van Winkle, eq. 4.5, p.162 :

$$X_i = \frac{1}{V} \cdot \frac{X_{Fi}}{P_i / P_t + (L/V)}$$

Keterangan :

F = Feed (Kmol)

X_{Fi} = Fraksi mol komponen feed

V = % mol produk berupa vapor

L = % mol produk berupa liquid

P_i = Tekanan uap komponen pada suhu tertentu

P_t = Tekanan uap total

X_i = Fraksi mol komponen produk liquid

$$P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Mencari fraksi masing-masing komponen dengan trial harga L, V, dan T total pada P_t 1 atm

T = 110

V = 1,00%

L= 99,0%

Komponen	X_{Fi}	Pi	Pi/Pt +(L/V)	X_i
Gliserol	0,03782516	0,385	99,000507	0,038207
Air	0,95874194	1077,22	100,417392	0,954757
Asam lemak:				
Myristic	0,00004046	0,0226	99,000030	0,000041
Palmitic	0,00153165	0,00677	99,000009	0,001547
Stearic	0,00012994	0,0015	99,000002	0,000131
Oleic	0,00140679	0,0015	99,000002	0,001421
Linoleic	0,00031302	0,0015	99,0000020	0,000316
Trigliserida:				
Myristic	0,00000012	0,0226	99,000030	0,0000001
Palmitic	0,00000493	0,00677	99,000009	0,000005
Stearic	0,00000042	0,0015	99,000002	0,0000004
Oleic	0,00000454	0,0015	99,000002	0,000005
Linoleic	0,00000101	0,0015	99,000002	0,000001
Total	1			0,996431

Komponen Liquid

Komponen	X_i	Kmol	Kg
Gliserol	0,0382070	11,83405372	1088,73294198
Air	0,9547569	295,7215228	5322,98741
Asam lemak:			
Myristic	0,0000409	0,012659921	2,886461947
Palmitic	0,0015471	0,479197885	122,6746586
Stearic	0,0001313	0,040654405	11,54585103
Oleic	0,0014210	0,440134392	124,1178985
Linoleic	0,0003162	0,097933558	27,42139619
Trigliserida:			
Myristic	0,00000012	0,00003787	0,02923255

Palmitic	0,00000498	0,00154142	1,24238354
Stearic	0,00000042	0,00013138	0,11693022
Oleic	0,00000459	0,00142195	1,25699991
Linoleic	0,00000102	0,00031630	0,27770928
Total	0,996431473	308,6296056	6703,289874

Komponen Vapor

Komponen	Kg	Kmol	Y _i
Gliserol	0,00557100	0,000060554	0,000014302
Air	76,20970032	4,233872240	0,999985684
Asam lemak:			
Myristic	0,00000087	0,0000000038	0,000000001
Palmitic	0,00001104	0,0000000431	0,000000010
Stearic	0,00000023	0,0000000008	0,0000000002
Oleic	0,00000247	0,0000000088	0,000000002
Linoleic	0,00000055	0,0000000020	0,0000000005
Trigliserida:			
Myristic	0,00000001	0,00000000001	0,000000000003
Palmitic	0,00000011	0,00000000014	0,00000000003
Stearic	0,00000000	0,00000000000	0,000000000001
Oleic	0,00000003	0,00000000003	0,00000000001
Linoleic	0,00000001	0,00000000001	0,000000000001
Total	76,21528663	4,233932853	1,000000000

Neraca Massa Komponen

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1088,738513	1088,73294	0,00557100
Air	5399,19711	5322,98741	76,2097003
Asam lemak:			
Myristic	2,886462814	2,8864619	0,0000008670

Palmitic	122,6746696	122,67466	0,0000110381
Stearic	11,54585126	11,545851	0,0000002302
Oleic	124,117901	124,11790	0,0000024744
Linoleic	27,42139673	27,421396	0,0000005467
Trigliserida:			
Myristic	0,029232557	0,02923255	0,0000000088
Palmitic	1,242383657	1,2423835	0,0000001118
Stearic	0,116930227	0,11693022	0,0000000023
Oleic	1,256999935	1,2569999	0,0000000251
Linoleic	0,277709288	0,27770928	0,0000000055
Non gliserida	25,11054576	25,1	0
Total	6804,615706	6728,40042	76,21528663
Total	6804,615706	6804,6157	

4. Dekanter

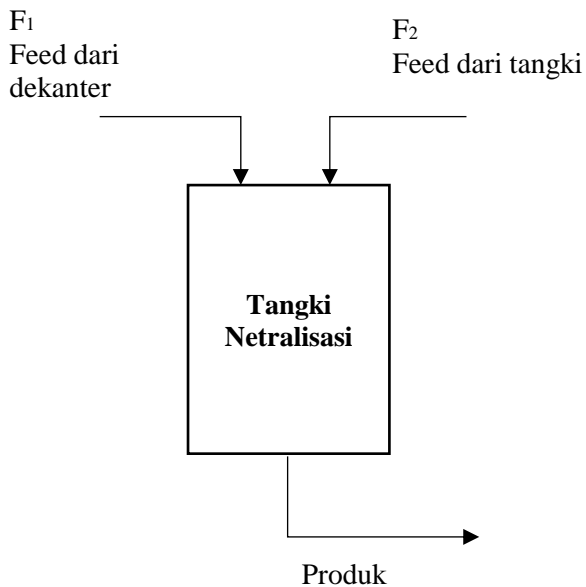
$$F = P_1 + P_2$$

Neraca Massa

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1088,732942	0	1088,73294
Air	5322,987410	0	5322,9874
Asam lemak:			
Myristic	2,88646195	2,5978158	0,28864619
Palmitic	122,6746586	110,407193	12,2674659
Stearic	11,54585103	10,3912659	1,15458510
Oleic	124,1178985	111,706109	12,4117899
Linoleic	27,4213962	24,6792566	2,74213962
Total FA	288,6462663	259,781640	28,8646266
Trigliserida:			

Myristic	0,0292325	0,0263093	0,0029233
Palmitic	1,2423835	1,1181452	0,1242384
Stearic	0,1169302	0,1052372	0,0116930
Oleic	1,2569999	1,1312999	0,1257000
Linoleic	0,2777093	0,2499384	0,0277709
Total TGS	2,9232555	2,6309300	0,2923256
Non gliserida	25,1105458	0	25,1105458
Total	6728,400420	262,41257	6465,98785
Total	6728,400420	6728,400420	

5. Tangki Netralisasi



Komposisi Bahan Masuk

Komponen	Kg	Kmol
Gliserol	1088,732942	11,8340537
Air	5322,987410	295,721523

Asam lemak:		
Myristic	0,2886462	0,0012660
Palmitic	12,2674659	0,0479198
Stearic	1,1545851	0,0040654
Oleic	12,4117899	0,0440134
Linoleic	2,7421396	0,0097934
Total FA	28,8646266	0,1070580
Trigliserida:		
Myristic	0,0029233	0,0000040
Palmitic	0,1242384	0,0001541
Stearic	0,0116930	0,0000131
Oleic	0,1257000	0,0001422
Linoleic	0,0277709	0,0000316
Total TGS	0,2923256	0,0003452
Non gliserida	25,11054576	
Total	6465,98785	307,662980

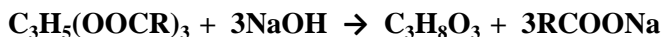
Reaksi Asam Lemak dengan NaOH (Konversi 99,95%)

NaOH yang digunakan excess 0,02%



M :	0,10706	0,1070	0	0
R :	0,10700	0,1070	0,10700	0,1070
S :	0,00005	0,0000	0,10700	0,1070

Reaksi Trigliserida dengan NaOH (Konversi 100%)



M :	0,00035	0,0010	0	0
R :	0,00035	0,0010	0,00035	0,0010
S :	0	0	0,00035	0,0010

NaOH yang digunakan untuk netralisasi adalah 12°Be (8%).

Kebutuhan NaOH = NaOH bereaksi dengan asam lemak +

NaOH bereaksi dengan TGS

$$= 0,1070 \text{ kmol} + 0,0010 \text{ kmol}$$

$$= 0,1081 \text{ kmol}$$

$$\text{Massa NaOH yang dibutuhkan} = 0,10806 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol}$$

$$= 4,32245 \text{ kg}$$

Massa H₂O yang dibutuhkan untuk membuat larutan NaOH 8%

$$\text{NaOH } 8\% = \text{massa NaOH} / \text{massa total larutan}$$

$$8,00\% = \text{Massa NaOH} / (\text{Massa NaOH} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})$$

$$8,00\% = 4,32245 \text{ kg} / (4,32245 \text{ kg} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})$$

$$\text{Massa H}_2\text{O pelarut} = (4,322 / 8,00\%) - 4,3225$$

$$= 49,708 \text{ kg}$$

$$\text{Feed larutan NaOH (F}_2\text{)} = \text{massa NaOH} + \text{massa air pelarut}$$

$$= 4,32245 \text{ kg} + 49,70822 \text{ kg}$$

$$= 54,03067386 \text{ kg}$$

Neraca Massa Total

$$F_1 + F_2 = P$$

Neraca Massa Komponen

1. Neraca Massa Gliserol

$$\text{Gliserol masuk} = \text{Gliserol keluar}$$

$$\text{Gliserol sebelum reaksi} + \text{gliserol terbentuk} = \text{Gliserol produk}$$

$$1088,7329 \text{ kg} + 0,0317541 \text{ kg} = \text{Gliserol produk}$$

$$1088,76470 \text{ kg} = \text{Gliserol produk}$$

2. Neraca Massa Air

$$\text{H}_2\text{O masuk} = \text{H}_2\text{O keluar}$$

$$\text{H}_2\text{O feed} + \text{H}_2\text{O terbentuk} + \text{H}_2\text{O dalam NaOH} = \text{H}_2\text{O produk}$$

$$5323,0 \text{ kg} + 1,9261 \text{ kg} + 49,708 \text{ kg} = \text{H}_2\text{O produk}$$

$$5374,62171 = \text{H}_2\text{O produk}$$

3. Neraca massa Asam lemak (FA)

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{FA mula-mula} & = & \text{FA bereaksi} & + & \text{FA sisa} \\
 28,8646266 \text{ kg} & = & 28,850 \text{ kg} & + & 0,014432 \text{ kg} \\
 28,8646266 \text{ kg} & = & 28,865 \text{ kg} & &
 \end{array}$$

4. Neraca massa Trigliserida

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{TGS mula-mula} & = & \text{TGS bereaksi} & + & \text{TGS sisa} \\
 0,2923256 \text{ kg} & = & 0,2923256 \text{ kg} & + & 0 \text{ kg} \\
 0,2923256 \text{ kg} & = & 0,2923256 \text{ kg} & &
 \end{array}$$

5. Neraca massa NaOH

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{NaOH mula-mula} & = & \text{NaOH bereaksi} & + & \text{NaOH sisa} \\
 4,3224539 \text{ kg} & = & 4,3216 \text{ kg} & + & 0,000856 \text{ kg} \\
 4,3224539 \text{ kg} & = & 4,3225 \text{ kg} & &
 \end{array}$$

6. Neraca Massa Sabun

BM Sabun

Komponen	BM	Kmol	Massa (kg)
Myristic	250	0,0012775	0,319376394
Palmitic	278	0,0483583	13,44359468
Stearic	306	0,0041028	1,255463674
Oleic	304	0,0444180	13,50307691
Linoleic	302	0,0098833	2,984771211
Total		0,10804	31,50628287

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{Sabun mula-mula} + \text{Sabun terbentuk} & = & \text{Sabun produk} \\
 0 \text{ kg} + 31,5062829 \text{ kg} & = & 31,50628287 \text{ kg} \\
 31,5062829 \text{ kg} & = & 31,50628287 \text{ kg}
 \end{array}$$

Komponen	Sebelum Reaksi		Terbentuk	Sesudah Reaksi
	F ₁	F ₂		
Gliserol	1088,73	-	0,0317541	1088,73294
Air:	5322,99	49,708	1,926081	5372,69563
Asam lemak:				
Myristic	0,2886	-	-	0,00014432
Palmitic	12,2675	-	-	0,00613373
Stearic	1,1546	-	-	0,00057729
Oleic	12,4118	-	-	0,00620589
Linoleic	2,7421	-	-	0,00137107
Total FA	28,8646		0	0,014432313
Trigliserida:				
Myristic	0,0029	-	-	0
Palmitic	0,1242	-	-	0
Stearic	0,0117	-	-	0
Oleic	0,1257	-	-	0
Linoleic	0,0278	-	-	0
Total TGS	0,2923		0	0
Non gliserida	25,1105	-	-	25,1
NaOH		4,322	-	0,0008560
Sabun :				
Myristic	-	-	0,3193764	0
Palmitic	-	-	13,4435947	0
Stearic	-	-	1,2554637	0
Oleic	-	-	13,5030769	0
Linoleic	-	-	2,9847712	0
Total	-	-	31,506283	0
Subotal	6465,99	54,031	33,464118	6486,55441
TOTAL	6520,018524		6520,018524	

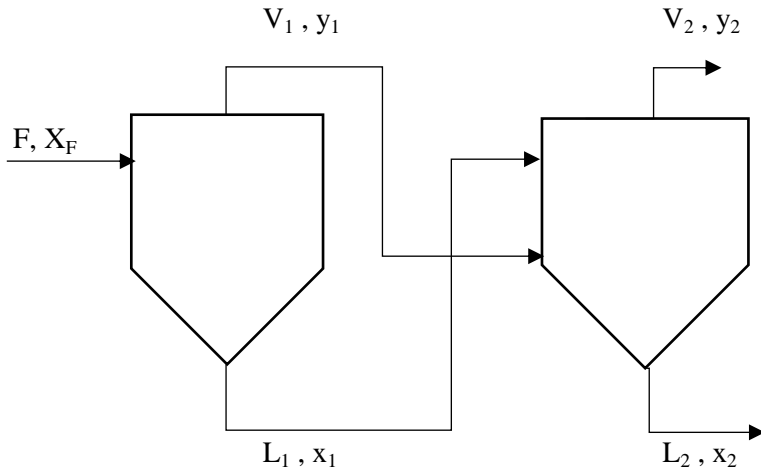
6. Centrifuge

$$F = P_1 + P_2$$

Neraca Massa

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1088,76470	1088,76470	0
Air	5374,62171	5374,62171	0
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,00014432	0
Palmitic	0,00613373	0,00613373	0
Stearic	0,00057729	0,00057729	0
Oleic	0,00620589	0,00620589	0
Linoleic	0,00137107	0,00137107	0
Total FA	0,01443231	0,01443231	0
Non gliserida	25,11054576	25,11054576	0
NaOH	0,0008560	0	0,0008560
Sabun:			
Myristic	0,3193764	0	0,3193764
Palmitic	13,4435947	0	13,4435947
Stearic	1,2554637	0	1,2554637
Oleic	13,5030769	0	13,5030769
Linoleic	2,9847712	0	2,9847712
Total Sabun	31,5062829	0,0000000	31,5062829
Total	6520,018524	6488,51138	31,5071389
Total	6520,018524	6520,018524	

7. Evaporator



Komponen masuk

Komponen	Massa (kg)	Fraaksi Massa
Gliserol	1088,764696	0,1677988
Air	5374,621711	0,8283289
Asam lemak:		
Myristic	0,0001443	0,00000002
Palmitic	0,0061337	0,00000095
Stearic	0,0005773	0,00000009
Oleic	0,0062059	0,00000096
Linoleic	0,0013711	0,00000021
Total FA	0,0144323	0,0000022
Non gliserida	25,11054576	0,0038700
Total	6488,51138	1,0000000

Neraca massa overall :

$$F = L_2 + (V_1 + V_2)$$

Neraca massa overall pada masing-masing effect

$$(1): F = L_1 + V_1$$

$$(2): L_1 = L_2 + V_2$$

Neraca massa komponen :

1. Neraca massa gliserol

$$F \cdot x_f = (V_1 + V_2) \cdot y + (L_2 \cdot x_2)$$

$$6488,51 \text{ kg} \cdot 0,16780 = (V_1 + V_2) \cdot 0 + (L_2 \cdot 0,88)$$

$$L_2 = 1237,232609 \text{ kg}$$

$$\text{Asumsi } V_1 = V_2$$

$$\text{maka } V_1 + V_2 = F - L_2$$

$$V_1 + V_2 = 6488,51 \text{ kg} - 1237,232609 \text{ kg}$$

$$V_1 = V_2 = 2625,64 \text{ kg}$$

$$(2): L_1 = L_2 + V_2$$

$$L_1 = 1237,2 + 2625,64$$

$$L_1 = 3862,9 \text{ kg}$$

$$(1): F \cdot x_f = (V_1 \cdot y_1) + (L_1 \cdot x_1)$$

$$6488,51 \text{ kg} \cdot 0,16780 = (V \cdot 0) + (3862,87 \text{ kg} \cdot x_1)$$

$$x_1 = 0,28185368$$

2. Neraca massa air

$$(1): F \cdot x_f = (V_1 \cdot y_1) + (L_1 \cdot x_1)$$

$$6488,51 \text{ kg} \cdot 0,8 = (2625,6 \text{ kg} \cdot 1) + (3862,87 \text{ kg} \cdot x_1)$$

$$x_1 = 0,7116421$$

$$(2): L_1 + x_1 = (V_2 \cdot y_2) + (L_2 \cdot x_2)$$

$$3862,87 \text{ kg} \cdot 0,7 = (2625,6 \text{ kg} \cdot 1) + (1237,23 \text{ kg} \cdot x_2)$$

$$x_2 = 0,0996926$$

3. Neraca massa asam lemak

$$\begin{aligned}
 F \cdot x_f &= (V_1 \cdot y_1) + (L_1 \cdot x_1) \\
 6488,51 \text{ kg} \times 0,000002 &= (V \cdot 0) + (3862,87 \text{ kg} \cdot x_1) \\
 x_1 &= 0,00000374 \\
 (2) : L_1 + x_1 &= (V_2 \cdot y_2) + (L_2 \cdot x_2) \\
 3862,87 \text{ kg} \cdot 0,00000 &= (V \cdot 0) + (1237,23 \text{ kg} \cdot x_2) \\
 x_2 &= 0,00001166
 \end{aligned}$$

4. Neraca massa non gliserida

$$\begin{aligned}
 F \cdot x_f &= (V_1 \cdot y_1) + (L_1 \cdot x_1) \\
 6488,51 \text{ kg} \times 0,003870 &= (V \cdot 0) + (3862,87 \text{ kg} \cdot x_2) \\
 x_1 &= 0,00650049 \\
 (2) : L_1 + x_1 &= (V_2 \cdot y_2) + (L_2 \cdot x_2) \\
 3862,87 \text{ kg} \cdot 0,00650 &= (V \cdot 0) + (1237,23 \text{ kg} \cdot x_2) \\
 x_2 &= 0,02029574
 \end{aligned}$$

Pada Effect (1) didapatkan

$$\begin{aligned}
 L_1 &= 3862,8720 \text{ kg} \\
 V_1 &= 2625,6394 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Komponen	Feed (kg)	Produk			
		x_1	L_1 (kg)	y_1	V_1 (kg)
Gliserol	1088,8	0,281854	1088,8	0	0
Air	5374,6	0,7116421	2749,0	1	2625,6
Asam lemak:					
Myristic	0,0001	0,00000004	0,0001	0	0
Palmitic	0,0061	0,00000159	0,0061	0	0
Stearic	0,0006	0,00000015	0,0006	0	0
Oleic	0,0062	0,00000161	0,0062	0	0
Linoleic	0,0014	0,00000035	0,0014	0	0

Total FFA	0,0144	0,00000374	0,0144	0	0
Non Gliserida	25,1105	0,006500	25,111	0	0
Total	6488,51	1	3862,9	1	2625,6
TOTAL	6488,51	6488,51			

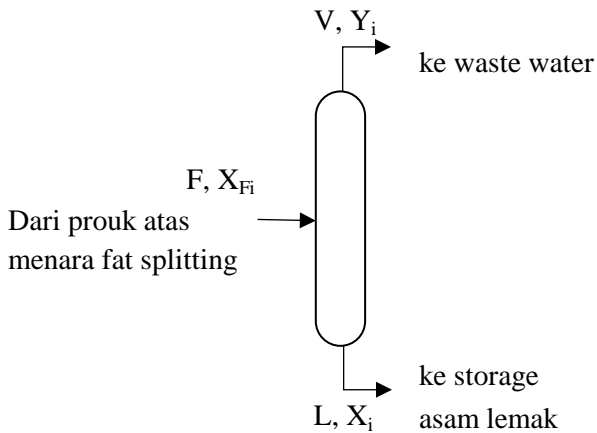
Pada Effect (2) didapatkan

$$L_2 = 1237,2326 \text{ kg}$$

$$V_2 = 2625,6394 \text{ kg}$$

Komponen	L ₁ (kg)	Produk			
		x ₂	L ₂ (kg)	y ₂	V ₂ (kg)
Gliserol	1088,76	0,880000	1088,8	0	0
Air	2748,98	0,0996926	123,34	1	2625,64
Asam lemak:					
Myristic	0,0001	0,00000012	0,0001	0	0
Palmitic	0,0061	0,00000496	0,0061	0	0
Stearic	0,0006	0,00000047	0,0006	0	0
Oleic	0,0062	0,00000502	0,0062	0	0
Linoleic	0,0014	0,00000111	0,0014	0	0
Total FFA	0,0144	0,00001166	0,0144	0	0
Non Gliserida	25,1105	0,020296	25,111	0	0
Total	3862,87	1	1237,2	1	2625,64
TOTAL	3862,87	3862,87			

8. FLASH TANK III



Keterangan:

F = mol feed masuk

V = mol produk berupa vapor

L = mol produk berupa liquid

X_{Fi} = fraksi mol komponen feed

Y_i = fraksi mol komponen produk berupa vapor

X_i = fraksi mol komponen produk berupa liquid

Komposisi bahan masuk

Komponen Feed	F (kg)	F (kmol)	Fraksi mol (X_{Fi})
Gliserol	1088,764696	11,83439887	0,633301315
Air	123,342935	6,852385279	0,366695821
Asam lemak:			
Myristic	0,000144	0,00000063	0,00000003
Palmitic	0,006134	0,00002396	0,00000128
Stearic	0,000577	0,00000203	0,00000011
Oleic	0,006206	0,00002201	0,00000118

Linoleic	0,001371	0,00000490	0,00000026
Nongliserida	25,11054576		
Total	1237,232609	18,68683768	1

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Dasar perhitungan neraca massa menggunakan metode

'Flash Distillation' dari Van Winkle, eq. 4.5, p.162 :

$$X_i = \frac{1}{V} \cdot \frac{X_{Fi}}{P_i / P_t + (L/V)}$$

Keterangan :

F = Feed (Kmol)

X_{fi} = Fraksi mol komponen feed

V = % mol produk berupa vapor

L = % mol produk berupa liquid

P_i = Tekanan uap komponen pada suhu tertentu

P_t = Tekanan uap total

X_i = Fraksi mol komponen produk liquid

$$P_t = 250 \text{ mmHg} = 0,329 \text{ atm}$$

Mencari fraksi masing-masing komponen dengan trial harga L, V, dan T total pada P_t 1 atm

$$T = 170 \quad V = 35,80\% \quad L = 64,2\%$$

Komponen	X_{Fi}	P_i	$P_i/P_t + (L/V)$	X_i
Gliserol	0,633301315	12,1	1,84	0,9605266
Air	0,366695821	5952,63	25,60	0,0400054
Asam lemak:				
Myristic	0,00000003	1,8797	1,80081	0,00000003
Palmitic	0,00000128	0,67669	1,79600	0,0000011
Stearic	0,00000011	0,30075	1,79450	0,0000001

Oleic	0,00000118	0,30075	1,79450	0,0000010
Linoleic	0,00000026	0,30075	1,79450	0,0000002
Total	1			1,0005344

Komponen Liquid

Komponen	X_i	Kmol	Kg
Gliserol	0,9605266	11,52338941	1060,15182581
Air	0,0400054	0,479942234	8,638960212
Asam lemak:			
Myristic	0,00000003	0,00000035	0,000080143
Palmitic	0,0000011	0,00001334	0,003415213
Stearic	0,0000001	0,00000113	0,000321701
Oleic	0,0000010	0,00001226	0,003458288
Linoleic	0,0000002	0,00000273	0,000764040
Total	1,000534442	12,00336146	1068,798825

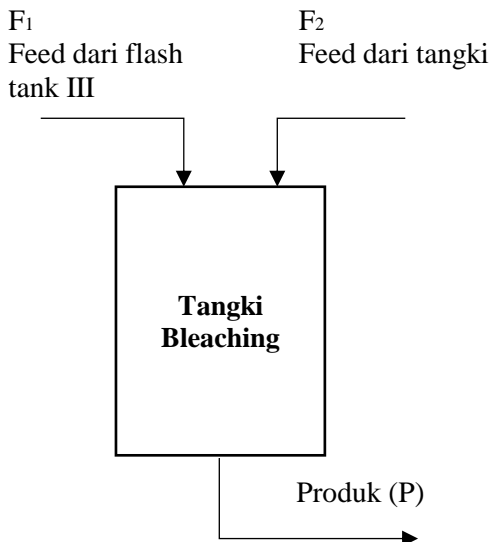
Komponen Vapor

Komponen	Kg	Kmol	Y_i
Gliserol	28,61287027	0,311009460	0,0465340864
Air	114,7039748	6,372443045	0,9534623658
Asam lemak:			
Myristic	0,00006418	0,000000281	0,0000000421
Palmitic	0,00271852	0,000010619	0,0000015889
Stearic	0,00025559	0,000000900	0,0000001347
Oleic	0,00274761	0,000009743	0,0000014578
Linoleic	0,00060703	0,000002168	0,0000003244
Total	143,323238	6,683476217	1,000000

Neraca Massa Komponen

Komponen	Masuk	Keluar	
	Feed (kg)	Liquid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1088,764696	1060,15183	28,612870
Air	123,342935	8,6389602	114,703975
Asam lemak:			
Myristic	0,000144323	0,0000801	0,00006418
Palmitic	0,006133733	0,0034152	0,00271852
Stearic	0,000577293	0,0003217	0,00025559
Oleic	0,006205895	0,0034583	0,00274761
Linoleic	0,00137107	0,0007640	0,00060703
Nongliserida	25,11054576	25,1	0
Total	1237,232609	1093,909371	143,323238
Total	1237,232609	1237,23261	

9. BLEACHING



Karbon aktif yang ditambahkan sebesar 1% dari feed

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan karbon aktif} &= 1\% \times 1093,909371 \text{ kg} \\ &= 10,93909371 \text{ kg}\end{aligned}$$

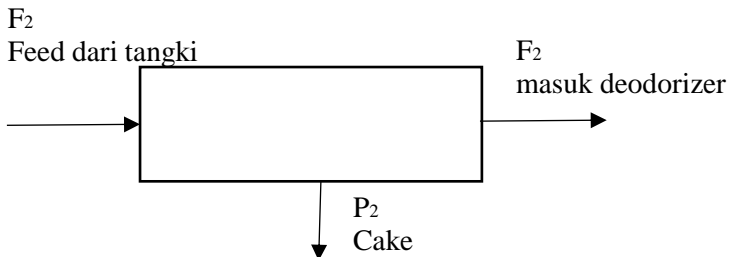
Komposisi nongliserida

Komponen	%Berat	Massa (kg)
Phosphatides	0,075%	10,46
Sterols	0,025%	3,49
Tochoperols	0,024%	3,35
Tocotrienols	0,056%	7,81
Total	0,18%	25,1105458

Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar
	F ₁ (kg)	F ₂ (kg)	P (kg)
Gliserol	1060,151826	0	1060,15183
Air	8,63896021	0	8,638960
Asam lemak:			
Myristic	0,00008014	0	0,00008014
Palmitic	0,00341521	0	0,00341521
Stearic	0,00032170	0	0,00032170
Oleic	0,00345829	0	0,00345829
Linoleic	0,00076404	0	0,00076404
Nongliserida			
Phosphatides	10,46	0	10,46
Sterols	3,49	0	3,49
Tochoperols	3,35	0	3,35
Tocotrienols	7,81	0	7,81
Karbon Aktif	0	10,93909371	10,939094
Total	1093,909371	10,93909371	1104,8485
Total	1104,84846		1104,8485

10. Filter Press



Komponen	Masuk	Keluar	
	F (kg)	P ₁ (kg)	P ₂ (kg)
Gliserol	1060,15183	1060,15183	0
Air	8,638960	8,638960	0
Asam lemak:			
Myristic	0,00008014	0,00008014	0
Palmitic	0,00341521	0,00341521	0
Stearic	0,00032170	0,00032170	0
Oleic	0,00345829	0,00345829	0
Linoleic	0,00076404	0,00076404	0
Nongliserida :			
Phosphatides	10,46	0	10,46
Sterols	3,49	3,49	0
Tochoperols	3,35	0	3,35
Tocotrienols	7,81	0	7,81
Karbon Aktif	10,93909371	0	10,939094
Total	1104,848465	1072,28640	32,56206
Total	1104,84846	1104,84846	

10. Deodorizer

Komposisi feed

Komponen	F (kg)
Gliserol	1060,151826
Air	8,638960
Asam lemak:	
Myristic	0,000080143
Palmitic	0,003415213
Stearic	0,000321701
Oleic	0,003458288
Linoleic	0,000764040
Nongliserida :	
Sterols	3,49
Total	1072,286401

Pada deodorizer, 0,5% feed teruapkan menjadi distiat

Vapor = 5,361432006 kg

Liquid = 1066,924969 kg

Komponen	Masuk	Keluar	
	F (kg)	Liquuid (kg)	Vapor (kg)
Gliserol	1060,151826	1058,30109	1,850735555
Air	8,638960	8,623879	0,015081265
Asam lemak:			
Myristic	0,00008014	0	0,00008014
Palmitic	0,00341521	0	0,00341521
Stearic	0,00032170	0	0,00032170
Oleic	0,00345829	0	0,00345829
Linoleic	0,00076404	0	0,00076404
Nongliserida :			
Sterols	3,4875758	0	3,49

Apendiks A - Perhitungan Neraca Massa

Total	1072,286401	1066,92497	5,36143201
Total	1072,28640	1072,28640	

Komposisi produk keluar deodorisasi

Komponen	Massa (kg)	% Berat
Gliserol	1058,301090	99,19%
Air	8,623879	0,81%
Total	1066,924969	100%

APENDIKS B NERACA ENERGI

Perhitungan *Heat Capacity* (Cp)

a ---CH_3 36,84 kJ/kmol K

b $\text{---CH}_2\text{---}$ 30,4 kJ/kmol K

c $\begin{array}{c} | \\ \text{---CH---} \end{array}$ 20,93 kJ/kmol K

d $\begin{array}{c} | \\ \text{---CH=} \end{array}$ 18,42 kJ/kmol K

e $\begin{array}{c} \text{O} \\ || \\ \text{---C---OH} \end{array}$ 79,97 kJ/kmol K

f $\begin{array}{c} \text{O} \\ || \\ \text{---C---O---} \end{array}$ 60,71 kJ/mol K

g $\text{---ONa} \quad = \quad 0,35 \quad \text{kJ/mol K}$

Cp trigliserida

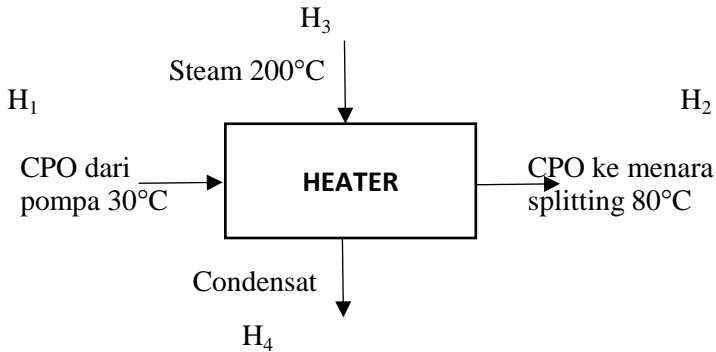
Komponen	a	b	c	d	e	f	Cp (kcal/kg K)
Myristic	3	38	1	0	0	3	0,488237119
Palmitic	3	44	1	0	0	3	0,491666501
Stearic	3	50	1	0	0	3	0,494448539
Oleic	3	44	1	6	0	3	0,478289593
Linoleic	3	38	1	12	0	3	0,461909795

Cp Asam lemak

Komponen	a	b	c	d	e	f	Cp (kcal/kg K)
Myristic	1	12	0	0	1	0	0,506957895
Palmitic	1	14	0	0	1	0	0,508509375
Stearic	1	16	0	0	1	0	0,50975493
Oleic	1	14	0	2	1	0	0,492978723
Linoleic	1	12	0	4	1	0	0,475962857

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

1. Heater CPO



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{\text{ref}}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (303 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Trigliserida:			
Myristic	133,392799	0,4882371191	325,6365800
Palmitic	5669,19397	0,4916665012	13936,76381
Stearic	533,571197	0,4944485393	1319,117494
Oleic	5735,89037	0,4782895928	13717,08334
Linoleic	1267,23159	0,4619097950	2926,733425

Apendiks B - Perhitungan Neraca Energi

Asam lemak:			
Myristic	5,58012128	0,5069578947	14,1444327
Palmitic	237,155154	0,5085093750	602,978097
Stearic	22,3204851	0,5097549296	56,8898866
Oleic	239,945215	0,4929787234	591,439429
Linoleic	53,0111522	0,4759628571	126,156697
Air	27,9006064	0,9999127107	139,490855
Non gliserida	25,1105458	0,4651725897	58,403688
Total	13950,3032		33814,83773

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{\text{ref}}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (353 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	C_p (kcal/kg C)	H₂ (kcal)
Trigliserida:			
Myristic	133,392799	0,4882371191	3582,002380
Palmitic	5669,19397	0,4916665012	153304,4019
Stearic	533,571197	0,4944485393	14510,29244
Oleic	5735,89037	0,4782895928	150887,9167
Linoleic	1267,23159	0,4619097950	32194,06768
Asam lemak:			
Myristic	5,58012128	0,5069578947	155,588760
Palmitic	237,155154	0,5085093750	6632,75906
Stearic	22,3204851	0,5097549296	625,788753
Oleic	239,945215	0,4929787234	6505,83372
Linoleic	53,0111522	0,4759628571	1387,72367
Air	27,9006064	1,0124788796	1553,68261
Non gliserida	25,1105458	0,4651725897	642,440568
Total	13950,3032		371982,4982

$$\begin{aligned} H_3 \text{ (steam masuk)} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\ &= m_{\text{steam}} \times 670,368 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

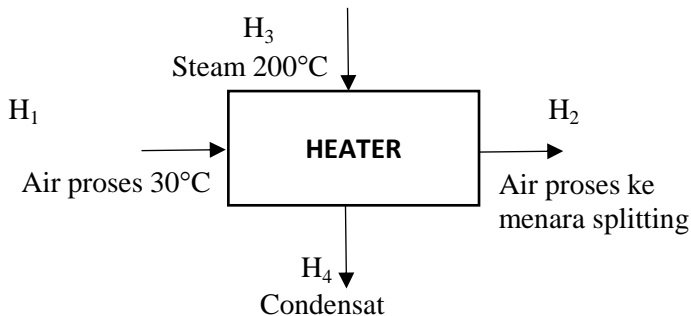
$$\begin{aligned} H_4 \text{ (kondensat)} &= m_{\text{steam}} \times H_L \\ &= m_{\text{steam}} \times 204,588 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas

$$\begin{aligned} H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\ H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\ 371982 - 33814,8 &= (m_{\text{steam}} \times H_v) - (m_{\text{steam}} \times H_L) \\ 338167,661 &= m_{\text{steam}} \times (H_v - H_L) \\ 338167,661 &= m_{\text{steam}} \times (670,368 - 204,588) \\ 338167,661 &= m_{\text{steam}} \times (465,78) \\ m_{\text{steam}} &= 726,024 \text{ kg} \end{aligned}$$

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	33814,83773	H ₂	371982,4982
H ₃	486703,5473	H ₄	148535,8867
Total	520518,3850	Total	520518,3850

2. Heater Air Proses



$$C_p \text{ air} = 18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 + 1,3142 \times 10^{-6} T^3$$

kJ/kmol K

$$\begin{aligned} H_1 (\text{air masuk}) &= m_{\text{air}} \int_{298}^{303} c_p dt \\ &= 6975,15 \int_{298}^{303} c_p dt \\ &= 6975,15 \int_{298}^{303} (18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 \\ &\quad + 1,3142 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= 6975,15 \left(18,2964 T + \frac{0,47212 T^2}{2} - \frac{0,0013388 T^3}{3} \right. \\ &\quad \left. + \frac{1,3142 \times 10^{-6} T^4}{4} \right) \\ &= 6975,15 \left(18,2964 (303-298) - \frac{0,47212 (303^2 - 298^2)}{2} - \right. \\ &\quad \left. \frac{0,0013388 (303^3 - 298^3)}{3} + \frac{1,3142 \times 10^{-6} (303^4 - 298^4)}{4} \right) \\ &= 6975,15 \times 4,99569 \\ &= 34845,7 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_3 (\text{steam masuk}) &= m_{\text{steam}} \times H_v \\ &= m_{\text{steam}} \times 670,368 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 (\text{air keluar}) &= m_{\text{air}} \int_{298}^{333} c_p dt \\ &= 6975,15 \int_{298}^{333} c_p dt \\ &= 6975,15 \int_{298}^{333} (18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 \\ &\quad + 1,3142 \times 10^{-6} T^3) dT \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6975,15 \left(18,2964 T + \frac{0,47212 T^2}{2} - \frac{0,0013388 T^3}{3} \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1,3142 \times 10^{-6} T^4}{4} \right) \\
 &= 6975,15 \left(18,2964 (333-298) - \frac{0,47212 (333^2 - 298^2)}{2} - \right. \\
 &\quad \left. \frac{0,0013388 (333^3 - 298^3)}{3} + \frac{1,3142 \times 10^{-6} (333^4 - 298^4)}{4} \right) \\
 &= 6975,15 \times 35,116 \\
 &= 244939 \text{ kcal} \\
 H_4 \text{ (kondensat)} &= m_{\text{steam}} \times h_L \\
 &= m_{\text{steam}} \times 204,588 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

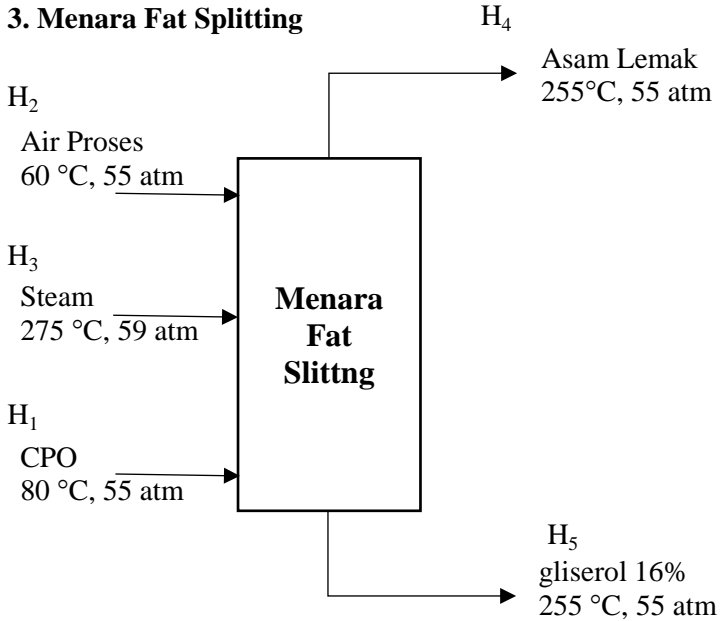
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\
 244939 - 34845,7 &= (m_{\text{steam}} \times H_v) - (m_{\text{steam}} \times h_L) \\
 210093 &= m_{\text{steam}} \times (H_v - h_L) \\
 210093 &= m_{\text{steam}} \times (670,368 - 204,588) \\
 210093 &= m_{\text{steam}} \times (465,78) \\
 m_{\text{steam}} &= 451,057 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	34845,66126	H ₂	244939,0883
H ₃	302374,3194	H ₄	92280,89236
Total	337219,9806	Total	337219,9806

3. Menara Fat Splitting



Komponen FA	ΔH_f° (kcal/mol)	BM (g/mol)	Hf (Kcal/Kg)
Myristic	-188,5	228	-826,754386
Palmitic	-200,4	256	-782,8125
Stearic	-212,5	284	-748,2394366
Oleic	-178,9	282	-634,3971631
Linoleic	-127,3632	280	-454,8685714
Total			

Komponen TGS	ΔH_f° (kcal/mol)	BM (g/mol)	Hf (Kcal/Kg)
Myristic	-325,301	722	-450,5554017
Palmitic	-492,742	806	-611,3419355
Stearic	-384,581	890	-432,1134831

Oleic	-438,065	884	-495,5484163
Linoleic	-353,666	878	-402,8091116
Total			

ΔH°_f gliserol= -140,33304 kcal/mol

ΔH°_f air = -68,315 kcal/mol

H_1 (CPO masuk menara splitting)

$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (353 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	F (kg)	Cp	H₁ (kcal)
Air	27,9006064	55,31814913	1543,409906
Asam lemak:			
Myristic	5,58012128	0,506957895	155,5887595
Palmitic	237,155154	0,508509375	6632,759064
Stearic	22,3204851	0,50975493	625,7887526
Oleic	239,945215	0,492978723	6505,833719
Linoleic	53,0111522	0,475962857	1387,723669
Trigliserida:			
Myristic	133,392799	0,48823712	3582,00238
Palmitic	5669,19397	0,49166650	153304,4019
Stearic	533,571197	0,49444854	14510,29244
Oleic	5735,89037	0,47828959	150887,9167
Linoleic	1267,23159	0,46190979	32194,06768
Nongliserida	25,1105458	0,46517259	642,4405681
Total	13950,3032	60,22686446	371329,785

$$\begin{aligned}
 H_2 \text{ (air proses)} &= m_{\text{air}} \int c_p dT \\
 &= 6975,15 \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= 6975,15 \int_{298}^{303} 18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 \\
 &\quad + 1,3142 \times 10^{-6} T^3 dT \\
 &= 6975,15 \left(18,2964 T + \frac{0,47212 T^2}{2} - \frac{0,0013388 T^3}{3} \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1,3142 \times 10^{-6} T^4}{4} \right) \\
 &= 6975,15 \left(18,2964 (303-298) + \frac{0,47212 (303^2 - 298^2)}{2} - \right. \\
 &\quad \left. \frac{0,0013388 (303^3 - 298^3)}{3} + \frac{1,3142 \times 10^{-6} (303^4 - 298^4)}{4} \right) \\
 &= 6975,15 \times 35,116 \\
 &= 244939 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (steam masuk)} &= m_{\text{steam}} \times (H_v - H_L) + \\
 &\quad m_{\text{steam}} C_p \Delta T \\
 &= m_{\text{steam}} \times (2784,21 - 1213,014) + \\
 &\quad m_{\text{steam}} \times 17,7261 \times (275,55 - 255) \\
 &= m_{\text{steam}} \times 1571,2 + m_{\text{steam}} \times 364,27 \\
 &= m_{\text{steam}} \times 1935,47
 \end{aligned}$$

H_4 (Produk atas menara splitting)

$$\begin{aligned}
 H_4 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_4 - T_{\text{ref}}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (523 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	F (kg)	Cp	H ₄ (kcal)
Gliserol	345,76166	440,7731505	152402,4562

Air	2357,46586	241,5894946	569538,9867
Asam lemak:			
Myristic	128,82742	0,50696	15021,31788
Palmitic	5475,16536	0,50851	640359,7706
Stearic	515,309681	0,50975	60416,77954
Oleic	5539,57907	0,49298	628105,7623
Linoleic	1223,86049	0,47596	133977,7915
Trigliserida:			
Myristic	1,30469544	0,48824	146,5101704
Palmitic	55,449556	0,49167	6270,418515
Stearic	5,21878174	0,49445	593,4963721
Oleic	56,1019037	0,47829	6171,580037
Linoleic	12,3946066	0,46191	1316,793748
Total	15716,4391		2061919,207

H₅ (Produk bawah menara splitting)

$$\begin{aligned}
 H_5 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_5 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (528 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	H ₅ (kcal)
Gliserol	1088,73851	440,7731505	479886,7045
Air	5399,19711	241,5894946	1304389,301
Asam lemak:			
Myristic	2,88646281	0,50696	336,5624756
Palmitic	122,67467	0,50851	14347,6805
Stearic	11,5458513	0,50975	1353,677557
Oleic	124,117901	0,49298	14073,12141
Linoleic	27,4213967	0,47596	3001,860257
Trigliserida:			
Myristic	0,02923256	0,48824	3,282656423

Palmitic	1,24238366	0,49167	140,4928379
Stearic	0,11693023	0,49445	13,29767533
Oleic	1,25699993	0,47829	138,278297
Linoleic	0,27770929	0,46191	29,50362726
Nongliserida	25,1105458	0,46517259	2686,569648
Total	6804,61571		1820400,333

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{rxn } 298} &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{ gliserol} + \Delta H_f^\circ \text{ FA}) - (\Delta H_f^\circ \text{ TGS} + \Delta H_f^\circ \text{ air})\end{aligned}$$

ΔH_f° produk

Komponen	F (kmol)	ΔH_f° (kcal/kmol)	H_{produk} (kcal)
Gliserol	15,5923932	-140333,04	-2188127,937
Asam lemak:			
Myristic	0,4677718	-188500	-88174,98346
Palmitic	19,8803013	-200400	-3984012,383
Stearic	1,87108718	-212500	-397606,0262
Oleic	20,1141872	-178900	-3598428,092
Linoleic	4,44383206	-127363	-565980,6711
Total FA	46,7771796		-8634202,155
Total	62,3695727		-10822330,09

ΔH_f° reaktan

Komponen	F (kmol)	H_f° (kcal/kmol)	H_{reakan} (kcal)
Air	46,7771796	-68315	-3195583,021
Trigliserida :			
Myristic	0,18290702	-325301	-59499,83776
Palmitic	6,96340202	-492742	-3431157,852
Stearic	0,59352302	-384581	-228257,6753
Oleic	6,42367812	-438065	-2813987,273
Linoleic	1,428883	-353666	-505347,9076

Apendiks B - Perhitungan Neraca Energi

Total TGS	15,5923932		-7038250,545
Total	62,3695727		-10233833,57

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 298} &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f^\circ \text{ gliserol} + \Delta H_f^\circ \text{ FA}) - (\Delta H_f^\circ \text{ TGS} + \Delta H_f^\circ \text{ air}) \\
 &= (-2188127,94 + -8634202,155) - \\
 &\quad (-7038250,55 + -3195583,021) \\
 &= -10822330,1 - -10233833,57 \\
 &= -588496,525 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

ΔH_{produk} pada $T = 255^\circ\text{C}$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	ΔH_{produk} (kcal)
Gliserol	1434,50017	440,7731505	632289,1607
Asam lemak:			
Myristic	106,651969	0,506957895	12435,65331
Palmitic	5089,35714	0,508509375	595236,7377
Stearic	531,38876	0,509754930	62301,94916
Oleic	5672,20079	0,492978723	643143,0903
Linoleic	1244,27298	0,475962857	136212,3758
Total FA	12643,8716		1449329,806
Total	14078,3718		2081618,967

$\Delta H_{\text{reaktan}}$ pada $T = 255^\circ\text{C}$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kcal)
Air	841,989232	241,5894946	203415,753
Trigliserida :			
Myristic	132,058871	0,488237119	14829,48985
Palmitic	5612,50203	0,491666501	634680,2239
Stearic	528,235485	0,494448539	60072,6107
Oleic	5678,53146	0,478289593	624675,9751

Linoleic	1254,55928	0,461909795	133283,4402
Total TGS	13205,8871		1467541,74
Total	14047,8764		1670957,493

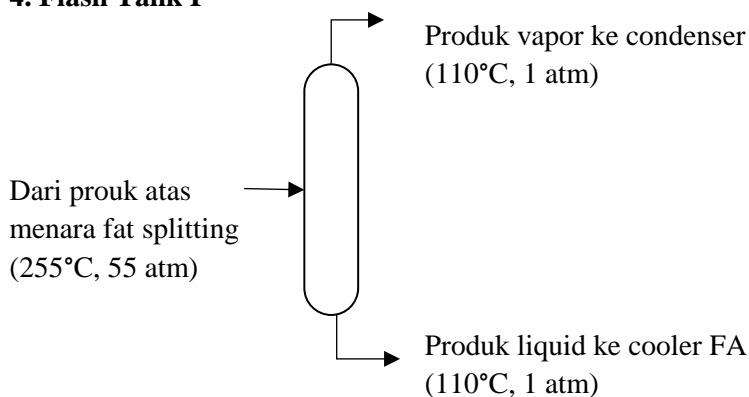
$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 528} &= \Delta H_{\text{rxn } 298} + \sum \Delta H \text{ produk} - \sum \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= -588496,525 + 2081618,967 - 1670957 \\
 &= -177835,051 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_2 + H_3 &= H_4 + H_5 + \Delta H_{\text{rxn } 528} \\
 371330 + 244939 &= 2061919,21 + 1820400 \\
 + m_{\text{steam}} 1935,47 &= + -177835 \\
 m_{\text{steam}} 1935,47 &= 3088215,62 \text{ kcal} \\
 &= 1595,6 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	371329,7850	ΔH _{rxn 528}	-177835,0512
H ₂	244939,0883	H ₄	2061919,207
H ₃	3088215,616	H ₅	1820400,333
Total	3704484,489	Total	3704484,489

4. Flash Tank I



$$F \cdot H_f = V \cdot H_v + L \cdot H_L$$

Menghitung panas feed masuk H_f

Komponen	F (kg)	Cp	H_f (kcal)
Gliserol	345,76166	440,7731505	152402,4562
Air	2357,46586	241,5894946	569538,9867
Asam lemak:			
Myristic	128,82742	0,506957895	15021,31788
Palmitic	5475,16536	0,508509375	640359,771
Stearic	515,309681	0,50975493	60416,77954
Oleic	5539,57907	0,492978723	628105,7623
Linoleic	1223,86049	0,475962857	133977,7915
Trigliserida:			
Myristic	1,30469544	0,488237119	146,5101704
Palmitic	55,449556	0,491666501	6270,418515
Stearic	5,21878174	0,494448539	593,4963721
Oleic	56,1019037	0,478289593	6171,580037
Linoleic	12,3946066	0,461909795	1316,793748
Total	15716,4391		2061919,207

Menghitung panas produk vapor H_v

Komponen	V (kmol)	ΔH_{vap} (kcal/kmol)	H_v (kcal)
Gliserol	0,00002507607	14,67048	0,00036788
Air	2,40024799590	9,756	23,41681945
Asam lemak:			
Myristic	0,00000022131	24,096	0,00000533
Palmitic	0,00000250933	26,448	0,00006637
Stearic	0,00000004717	28,536	0,00000135
Oleic	0,00000051066	20,112	0,00001027
Linoleic	0,00000011363	20,712	0,00000235
Trigliserida:			

Apendiks B - Perhitungan Neraca Energi

Myristic	0,00000000066	35472	0,00002348
Palmitic	0,00000000807	38592	0,00031150
Stearic	0,00000000015	40200	0,00000613
Oleic	0,00000000165	40200	0,00006632
Linoleic	0,00000000037	40200	0,00001475
Total	2,40027648497		23,4173273

Menghitung panas produk vapor pada $T=110\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	V (kg)	Cp	H _v (kcal)
Gliserol	0,002307	143,5086043	0,331074106
Air	43,2044639	85,81168026	3707,447644
Asam lemak:			
Myristic	0,00005046	0,506957895	0,002174303
Palmitic	0,00064239	0,508509375	0,027766194
Stearic	0,00001340	0,50975493	0,000580434
Oleic	0,00014401	0,492978723	0,006034311
Linoleic	0,00003182	0,475962857	0,001287146
Trigliserida:			
Myristic	0,00000051	0,488237119	0,00002121
Palmitic	0,00000651	0,491666501	0,00027189
Stearic	0,00000014	0,494448539	0,00000570
Oleic	0,00000146	0,478289593	0,00005929
Linoleic	0,00000032	0,461909795	0,00001265
Total	43,2076619		3707,485857

Menghitung panas produk liquid H_L

Komponen	L (kg)	Cp	H _L (kcal)
Gliserol	345,759353	143,5086043	49619,44219
Air	2314,2614	85,81168026	198590,6593
Asam lemak:			

Apendiks B - Perhitungan Neraca Energi

Myristic	128,82737	0,506957895	5551,354435
Palmitic	5475,16472	0,508509375	236654,6701
Stearic	515,309668	0,50975493	22327,93968
Oleic	5539,57893	0,492978723	232126,0366
Linoleic	1223,86046	0,475962857	49513,53034
Trigliserida:			
Myristic	1,30469492	0,488237119	54,14504175
Palmitic	55,4495495	0,491666501	2317,32831
Stearic	5,21878161	0,494448539	219,3356101
Oleic	56,1019023	0,478289593	2280,801259
Linoleic	12,3946063	0,461909795	486,6411552
Total	15673,2314		750122,4418

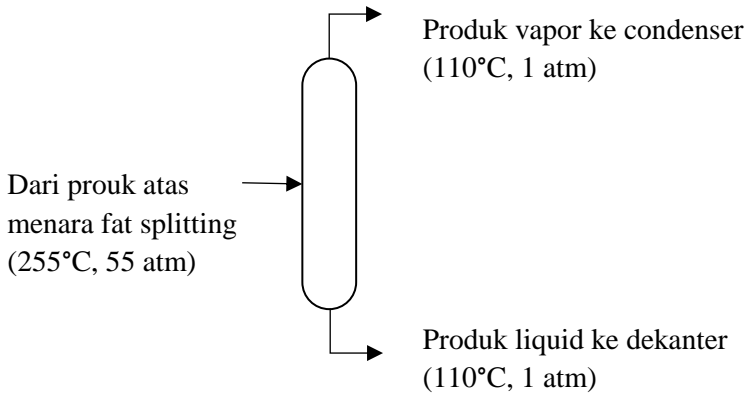
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 F \cdot H_f + Q_{\text{flash}} &= V \cdot H_v + L \cdot H_L \\
 2061919,207 + Q_{\text{flash}} &= 3730,903184 + 750122,4418 \\
 2061919,207 + Q_{\text{flash}} &= 753853,3449 \\
 Q_{\text{flash}} &= -1308065,862
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H _F	2061919,207	H _V	3730,9032
Q _{flash}	-1308065,86	H _L	750122,4418
Total	753853,3449	Total	753853,3449

5. Flash Tank II



$$F \cdot H_f = V \cdot H_V + L \cdot H_L$$

Menghitung panas feed masuk H_f

Komponen	F (kg)	Cp	H_F (kcal)
Gliserol	1088,73851	440,7731505	479886,7045
Air	5399,19711	241,5894946	1304389,301
Asam lemak:			
Myristic	2,88646281	0,506957895	336,5624756
Palmitic	122,67467	0,508509375	14347,6805
Stearic	11,5458513	0,50975493	1353,677557
Oleic	124,117901	0,492978723	14073,12141
Linoleic	27,4213967	0,475962857	3001,860257
Trigliserida:			
Myristic	0,02923256	0,488237119	3,282656423
Palmitic	1,24238366	0,491666501	140,4928379
Stearic	0,11693023	0,494448539	13,29767533
Oleic	1,25699993	0,478289593	138,278297
Linoleic	0,27770929	0,461909795	29,50362726
Total	6779,50516		1337827,058

Menghitung panas produk vapor H_v

Komponen	V (kmol)	ΔH_{vap} (kcal/kmol)	H_v (kcal)
Gliserol	0,00006055437	14,67048	0,00088836
Air	4,23387223981	9,756	41,30565757
Asam lemak:			
Myristic	0,00000000380	24,096	0,00000009
Palmitic	0,00000004312	26,448	0,00000114
Stearic	0,00000000081	28,536	0,00000002
Oleic	0,00000000877	20,112	0,00000018
Linoleic	0,00000000195	20,712	0,00000004
Trigliserida:			
Myristic	0,00000000001	35472	0,00000040
Palmitic	0,00000000014	38592	0,00000535
Stearic	0,000000000003	40200	0,00000011
Oleic	0,00000000003	40200	0,00000114
Linoleic	0,00000000001	40200	0,00000025
Total	4,23393285283		41,3056663

Menghitung panas panas produk vapor pada $T=110\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	V (kg)	C_p	H_v (kcal)
Gliserol	0,005571	143,5086043	0,799486707
Air	76,2097003	85,81168026	6539,682436
Asam lemak:			
Myristic	0,000000087	0,506957895	0,000037361
Palmitic	0,00001104	0,508509375	0,000477104
Stearic	0,000000023	0,50975493	0,000009974
Oleic	0,000000247	0,492978723	0,000103687
Linoleic	0,000000055	0,475962857	0,000022117
Trigliserida:			
Myristic	0,000000001	0,488237119	0,000000036

Palmitic	0,00000011	0,491666501	0,00000467
Stearic	0,000000002	0,494448539	0,00000010
Oleic	0,00000003	0,478289593	0,00000102
Linoleic	0,00000001	0,461909795	0,00000022
Total	76,2152866		6539,683093

Menghitung panas produk liquid H_L

Komponen	L (kg)	Cp	H_F (kcal)
Gliserol	1088,73294	143,5086043	156242,545
Air	5322,98741	85,81168026	456774,4936
Asam lemak:			
Myristic	2,88646195	0,506957895	124,3817471
Palmitic	122,674659	0,508509375	5302,403186
Stearic	11,545851	0,50975493	500,2721305
Oleic	124,117899	0,492978723	5200,93607
Linoleic	27,4213962	0,475962857	1109,383117
Trigliserida:			
Myristic	0,02923255	0,488237119	1,21315527
Palmitic	1,24238354	0,491666501	51,92126151
Stearic	0,11693022	0,494448539	4,914358177
Oleic	1,25699991	0,478289593	51,10284788
Linoleic	0,27770928	0,461909795	10,90351421
Total	6703,28987		469131,925

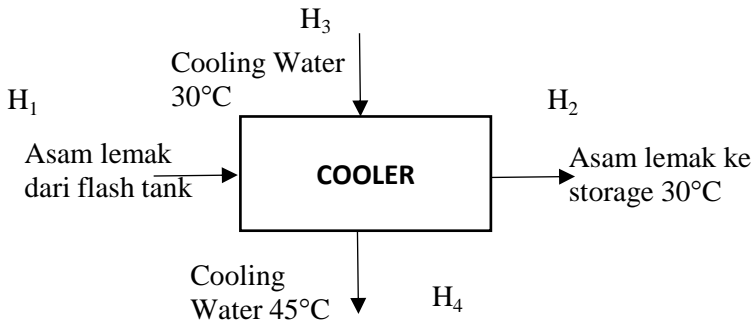
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 F \cdot H_f + Q_{\text{flash}} &= V \cdot H_v + L \cdot H_L \\
 1337827,058 + Q_{\text{flash}} &= 6580,988759 + 469131,925 \\
 1337827,058 + Q_{\text{flash}} &= 475712,9138 \\
 Q_{\text{flash}} &= -862114,1447
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_F	1337827,058	H_V	6580,9888
Q_{flash}	-862114,145	H_L	469131,925
Total	475712,9138	Total	475712,9138

6. Cooler Asam Lemak



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (383 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	C_p (kcal/kg C)	H_1 (kcal)
Gliserol	345,759353	143,5086043	49619,44219
Air	2314,2614	85,81168026	198590,6593
Asam lemak:			
Myristic	128,82737	0,5069578947	5551,354435
Palmitic	5475,16472	0,5085093750	236654,6701
Stearic	515,309668	0,5097549296	22327,93968
Oleic	5539,57893	0,4929787234	232126,0366
Linoleic	1223,86046	0,4759628571	49513,53034
Trigliserida:			

Myristic	1,30469492	0,4882371191	54,14504175
Palmitic	55,4495495	0,4916665012	2317,328310
Stearic	5,21878161	0,4944485393	219,3356101
Oleic	56,1019023	0,4782895928	2280,801259
Linoleic	12,3946063	0,4619097950	486,6411552
Total	15673,2314		551531,7825

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (303 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	345,759353	7,728708599	2672,273285
Air	2314,2614	4,995685148	11561,32131
Asam lemak:			
Myristic	128,82737	0,506957895	326,5502609
Palmitic	5475,16472	0,508509375	13920,86295
Stearic	515,309668	0,509754930	1313,408217
Oleic	5539,57893	0,492978723	13654,47274
Linoleic	1223,86046	0,475962857	2912,560608
Trigliserida:			
Myristic	1,30469492	0,488237119	3,185002456
Palmitic	55,4495495	0,491666501	136,3134300
Stearic	5,21878161	0,494448539	12,90209471
Oleic	56,1019023	0,478289593	134,1647799
Linoleic	12,3946063	0,461909795	28,62595031
Total	13013,2107		32443,04603

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} 18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 \\
 &\quad + 1,3142 \times 10^{-6} T^3 dT \\
 &= m_{CW} \left(18,2964 T + \frac{0,47212 T^2}{2} - \frac{0,0013388 T^3}{3} \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1,3142 \times 10^{-6} T^4}{4} \right) \\
 &= m_{CW} \left(18,2964 (303-298) + \frac{0,47212 (303^2 - 298^2)}{2} - \right. \\
 &\quad \left. \frac{0,0013388 (303^3 - 298^3)}{3} + \frac{1,3142 \times 10^{-6} (303^4 - 298^4)}{4} \right) \\
 &= m_{CW} \times 4,99569 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} 18,2964 + 0,47212 T - 0,0013388 T^2 \\
 &\quad + 1,3142 \times 10^{-6} T^3 dT \\
 &= m_{CW} \left(18,2964 T + \frac{0,47212 T^2}{2} - \frac{0,0013388 T^3}{3} \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1,3142 \times 10^{-6} T^4}{4} \right)
 \end{aligned}$$

$$= m_{CW} \left((18,2964 (318-298) + \frac{0,47212 (318^2 - 298^2)}{2} - \frac{0,0013388 (303^3 - 298^3)}{3} + \frac{1,3142 \times 10^{-6} (303^4 - 298^4)}{4}) \right)$$

$$= m_{CW} \times 20,0266 \text{ kcal/kg}$$

Neraca Panas

$$H_1 + H_3 = H_2 + H_4$$

$$H_2 - H_1 = H_3 - H_4$$

$$32443,0 - 551532 = m_{CW} \times 4,99569 - m_{CW} \times 20,0266$$

$$-519088,736 = m_{CW} \times (4,99569 - 20,02659)$$

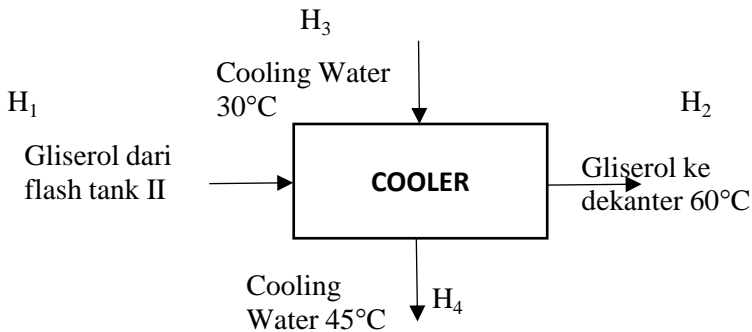
$$-519088,736 = m_{CW} \times (-15,0309)$$

$$m_{CW} = 34534,8 \text{ kg}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	551531,7825	H ₂	32443,04603
H ₃	172524,7481	H ₄	691613,4845
Total	724056,5306	Total	724056,5306

7. Cooler Gliserol



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (383 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1088,73294	143,5086043	156242,545
Air	5322,98741	85,81168026	456774,4936
Asam lemak:			
Myristic	2,88646195	0,5069578947	124,381747
Palmitic	122,674659	0,5085093750	5302,40319
Stearic	11,5458510	0,5097549296	500,272131
Oleic	124,117899	0,4929787234	5200,93607
Linoleic	27,4213962	0,4759628571	1109,383117
Trigliserida:			
Myristic	0,02923255	0,4882371191	1,213155270
Palmitic	1,24238354	0,4916665012	51,9212615
Stearic	0,11693022	0,4944485393	4,91435818
Oleic	1,25699991	0,4782895928	51,1028479
Linoleic	0,27770928	0,4619097950	10,90351421
Non gliserida	25,1105458	0,4651725897	992,862696
Total	6703,28987		626367,3327

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (333 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1088,73294	56,0246121	60995,84075
Air	5322,98741	35,11595193	186921,77
Asam lemak:			

Myristic	2,88646195	0,506957895	51,2160135
Palmitic	122,674659	0,508509375	2183,3424884
Stearic	11,545851	0,509754930	205,9944067
Oleic	124,117899	0,492978723	2141,5619110
Linoleic	27,4213962	0,475962857	456,8048127
Trigliserida:			
Myristic	0,02923255	0,488237119	0,49953452
Palmitic	1,24238354	0,491666501	21,37934297
Stearic	0,11693022	0,494448539	2,02355925
Oleic	1,25699991	0,478289593	21,04234913
Linoleic	0,27770928	0,461909795	4,48968232
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	408,8258160
Total	291,569522		253414,7907

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int_{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 4,995685 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int_{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 20,02659 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas

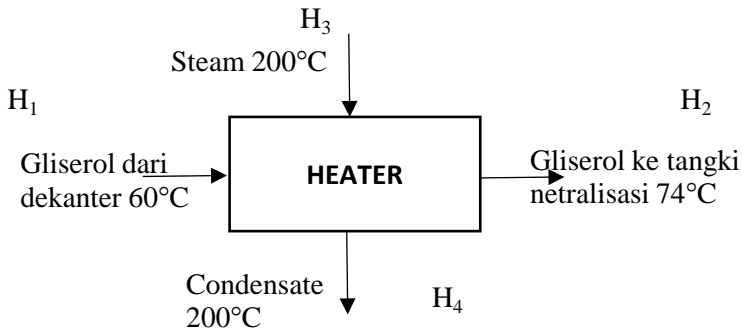
$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\
 253415 - 626367 &= m_{CW} \times 4,99569 - m_{CW} \times 20,0266
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 -372952,542 &= m_{CW} \times (4,99569 - 20,02659) \\
 -372952,542 &= m_{CW} \times (-15,0309) \\
 m_{CW} &= 24812,4 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	626367,3327	H ₂	253414,7907
H ₃	123954,8055	H ₄	496907,3475
Total	750322,1382	Total	750322,1382

8. Heater Gliserol



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (333 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1088,73294	56,0246121	60995,84075
Air	5322,98741	35,11595193	186921,77
Asam lemak: Myristic	0,28864619	0,5069578947	5,12160135

Palmitic	12,2674659	0,5085093750	218,33424884
Stearic	1,1545851	0,5097549296	20,59944067
Oleic	12,4117899	0,4929787234	214,15619110
Linoleic	2,74213962	0,4759628571	45,68048127
Trigliserida:			
Myristic	0,00292325	0,4882371191	0,04995345
Palmitic	0,12423835	0,4916665012	2,13793430
Stearic	0,01169302	0,4944485393	0,20235592
Oleic	0,12569999	0,4782895928	2,10423491
Linoleic	0,02777093	0,4619097950	0,44896823
Non gliserida	25,1105458	0,4651725897	408,8258160
Total	6440,8773		248835,2720

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{\text{ref}}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (347 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1088,73294	79,66095193	86729,50255
Air	5322,98741	49,24760126	262144,3615
Asam lemak:			
Myristic	0,28864619	0,506957895	7,17024189
Palmitic	12,2674659	0,508509375	305,66794838
Stearic	1,1545851	0,509754930	28,83921694
Oleic	12,4117899	0,492978723	299,81866754
Linoleic	2,74213962	0,475962857	63,95267378
Trigliserida:			
Myristic	0,00292325	0,488237119	0,069934833
Palmitic	0,12423835	0,491666501	2,993108016
Stearic	0,01169302	0,494448539	0,283298295

Oleic	0,12569999	0,478289593	2,945928878
Linoleic	0,02777093	0,461909795	0,628555525
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	572,3561425
Total	29,1569522		350158,5898

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (steam masuk)} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\
 &= m_{\text{steam}} \times 670,368 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (kondensat)} &= m_{\text{steam}} \times H_L \\
 &= m_{\text{steam}} \times 204,588 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas

$$H_1 + H_3 = H_2 + H_4$$

$$H_2 - H_1 = H_3 - H_5$$

$$350159 - 248835 = (m_{\text{steam}} \times H_v) - (m_{\text{steam}} \times H_L)$$

$$101323,318 = m_{\text{steam}} \times (H_v - H_L)$$

$$101323,318 = m_{\text{steam}} \times (670,368 - 204,588)$$

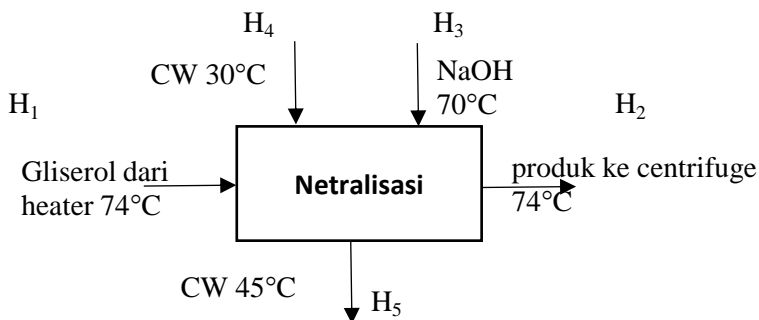
$$101323,318 = m_{\text{steam}} \times (465,78)$$

$$m_{\text{steam}} = 217,535 \text{ kg}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	248835,2720	H_2	350158,5898
H_3	145828,3093	H_4	44504,9915
Total	394663,5813	Total	394663,5813

9. Tangki Netralisasi



Perhitungan ΔH_f° sabun

a —CH_3 -74,65 kJ/kmol

b $\text{—CH}_2\text{—}$ -26,8 kJ/kmol

c $\begin{array}{c} | \\ \text{—CH—} \end{array}$ 8,67 kJ/kmol

d $\begin{array}{c} | \\ \text{—CH=} \end{array}$ 37,97 kJ/kmol

e $\begin{array}{c} \text{O} \\ || \\ \text{—C—O—} \end{array}$ -337,92 kJ/kmol

f $\text{--Na}^+ \text{--}$ -240000 kJ/kmol

Komponen	a	b	c	d	e	f	ΔH_f° (Kcal/kmol)
Na-Myristic	1	12	0	0	1	1	-57776,2008
Na-Palmitic	1	14	0	0	1	1	-57789,0648
Na-Stearic	1	16	0	0	1	1	-57801,9288

Na-Oleic	1	14	0	2	1	1	-57770,8392
Na-Linoleic	1	12	0	4	1	1	-57739,7496

H₁ (Feed masuk tangki netralisasi)

$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (347 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1088,73294	79,66095193	86729,50255
Air	5322,98741	49,24760126	262144,3615
Asam lemak:			
Myristic	0,28864619	0,506957895	7,17024189
Palmitic	12,2674659	0,508509375	305,66794838
Stearic	1,1545851	0,509754930	28,83921694
Oleic	12,4117899	0,492978723	299,81866754
Linoleic	2,74213962	0,475962857	63,95267378
Trigliserida:			
Myristic	0,00292325	0,488237119	0,069934833
Palmitic	0,12423835	0,491666501	2,993108016
Stearic	0,01169302	0,494448539	0,283298295
Oleic	0,12569999	0,478289593	2,945928878
Linoleic	0,02777093	0,461909795	0,628555525
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	572,3561425
Total	6465,98785		350158,5898

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 4,995685 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_5 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 20,02659 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

H_3 (Enthalpy larutan NaOH 8%)

Berdasarkan *Enthalpy concentration chart*, enthalpy

larutan NaOH 8% pada suhu 70°C adalah 250 kJ/kg

larutan. = 60 kcal/kg larutan

$$\begin{aligned}
 H_3 &= 54,0307 \times 60 \\
 &= 3241,84 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

H_2 (Produk keluar tangki netralisasi)

C_p sabun

Komponen	a	b	c	d	f	g	C_p (kcal/kg K)
Myristic	1	12	0	0	1	1	0,444192
Palmitic	1	14	0	0	1	1	0,451942446
Stearic	1	16	0	0	1	1	0,45827451
Oleic	1	14	0	2	1	1	0,442373684
Linoleic	1	12	0	4	1	1	0,426262252

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (347 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	C_p (kcal/kg C)	H_2 (kcal)
Gliserol	1088,7647	79,66095193	86732,0321
Air	5374,62171	49,24760126	264687,2269
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,003585121
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,152833974

Stearic	0,00057729	0,509754930	0,014419608
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,149909334
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,031976337
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	572,3561425
NaOH	0,00085604	0,853189122	0,03578767
Sabun			
Myristic	0,31937639	0,444192000	6,95135751
Palmitic	13,4435947	0,451942446	297,71082210
Stearic	1,25546367	0,458274510	28,19200299
Oleic	13,5030769	0,442373684	292,69688820
Linoleic	2,98477121	0,426262252	62,34246955
Total	6520,01852		352679,8973

Reaksi I : Reaksi trigliserida dan NaOH

ΔH°_f produk

Komponen	F (kmol)	ΔH°_f (kcal/kmol)	H_{produk} (kcal)
Gliserol	0,00034515	-140,33304	-0,048436405
Sabun			
Myristic	0,00001215	-57776,201	-0,701777931
Palmitic	0,00046243	-57789,065	-26,7231451
Stearic	0,00003941	-57801,929	-2,27824466
Oleic	0,00042658	-57770,839	-24,64409717
Linoleic	0,00009489	-57739,750	-5,478883062
Total Sabun	0,00103546		-59,82614793
Total	0,00138061		-59,87458434

ΔH°_f reaktan

Komponen	F (kmol)	ΔH°_f (kcal/kmol)	H_{reaktan} (kcal)
NaOH	0,00103546	-112193	-116,1713373
Trigliserida :			

Myristic	0,00000405	-450,55540	-0,001824222
Palmitic	0,00015414	-611,34194	-0,094233395
Stearic	0,00001314	-432,11348	-0,005677205
Oleic	0,00014219	-495,54842	-0,070464289
Linoleic	0,00003163	-402,80911	-0,012740755
Total TGS	0,00034515		-0,184939866
Total	0,00138061		-116,3562771

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 298} &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f^\circ \text{ gliserol} + \Delta H_f^\circ \text{ sabun}) - \\
 &\quad (\Delta H_f^\circ \text{ trigliserida} + \Delta H_f^\circ \text{ NaOH}) \\
 &= (-0,04843641 + -59,82614793) - \\
 &\quad (-0,18493987 + -116,1713373) \\
 &= -59,8745843 - -116,3562771 \\
 &= 56,4816928 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

ΔH produk pada $T = 347 \text{ K}$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	ΔH_{produk} (kcal)
Gliserol	0,00031754	79,66095193	0,025295618
Sabun			
Myristic	0,00303662	0,44419200	0,066093317
Palmitic	0,12855433	0,45194245	2,846858695
Stearic	0,01206089	0,45827451	0,270832787
Oleic	0,12968144	0,44237368	2,811015134
Linoleic	0,02865656	0,42626225	0,598545311
Total Sabun	0,30198984		6,593345244
Total	0,30230738		6,618640861

ΔH reaktan pada $T = 347 \text{ K}$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kcal)
NaOH	0	0,853189122	0
Trigliserida :			
Myristic	0,00292325	0,48824	0,069934833
Palmitic	0,12423835	0,49167	2,993108016
Stearic	0,01169302	0,49445	0,283298295
Oleic	0,12569999	0,47829	2,945928878
Linoleic	0,02777093	0,46191	0,628555525
Total TGS	0,29232555		6,920825547
Total	0,29232555		6,920825547

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 528} &= \Delta H_{\text{rxn } 298} + \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \\
 &= 56,4816928 + 6,618640861 - 6,92083 \\
 &= 56,1795081 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Reaksi II : Reaksi asam lemak dan NaOH

ΔH°_f produk

Komponen	F (kmol)	H°_f (kcal/kmol)	H_{produk} (kcal)
Air	0,10700449	-68,315	-7,310011533
Sabun			
Myristic	0,00126536	-57776,201	-73,10764064
Palmitic	0,04789583	-57789,065	-2767,855143
Stearic	0,00406341	-57801,929	-234,8728073
Oleic	0,04399143	-57770,839	-2541,421972
Linoleic	0,00978846	-57739,750	-565,1831776
Total Sabun	0,10700449		-6182,44074
Total	0,21400897		-6189,750752

ΔH°_f reaktan

Komponen	F (kmol)	H°_f (kcal/kmol)	H_{reaktan} (kcal)
NaOH	0,10700449	-112193	-12005,15442
Asam Lemak:			
Myristic	0,00126536	-826,75439	-1,046141174
Palmitic	0,04789583	-782,81250	-37,49345333
Stearic	0,00406341	-748,23944	-3,04040195
Oleic	0,04399143	-634,39716	-27,90803997
Linoleic	0,00978846	-454,86857	-4,4524624
Total FA	0,10700449		-73,94049883
Total	0,21400897		-12079,09492

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 298} &= \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ air} + \Delta H^\circ_f \text{ sabun}) - (\Delta H^\circ_f \text{ asam lemak} \\
 &\quad + \Delta H^\circ_f \text{ NaOH}) \\
 &= (-7 + -6182,44) - (-74 + -12005,2) \\
 &= -6189,75075 - -12079,09492 \\
 &= 5889,34416 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

ΔH produk pada $T = 347 \text{ K}$

Komponen	F (kg)	C_p (kcal/kg K)	ΔH_{produk} (kcal)
Air	0,10700449	49,24760126	5,269714312
Sabun			
Myristic	0,31633977	0,44419200	6,885264194
Palmitic	13,3150404	0,45194245	294,8639634
Stearic	1,24340278	0,45827451	27,9211702
Oleic	13,37339547	0,44237368	289,8858731
Linoleic	2,95611465	0,42626225	61,74392424
Total Sabun	31,20429303		681,3001951
Total	31,3112975		686,5699094

ΔH reaktan pada $T = 347 \text{ K}$

Komponen	F (kg)	Cp (kcal/kg K)	$\Delta H_{\text{reaktan}}$ (kcal)
NaOH	0	0,853189122	0
Asam Lemak:			
Myristic	0,28850187	0,506957895	7,166656772
Palmitic	12,2613321	0,508509375	305,5151144
Stearic	1,15400781	0,509754930	28,82479733
Oleic	12,4055840	0,492978723	299,6687582
Linoleic	2,74076855	0,475962857	63,92069744
Total FA	28,8501943		705,0960242
Total	28,8501943		705,0960242

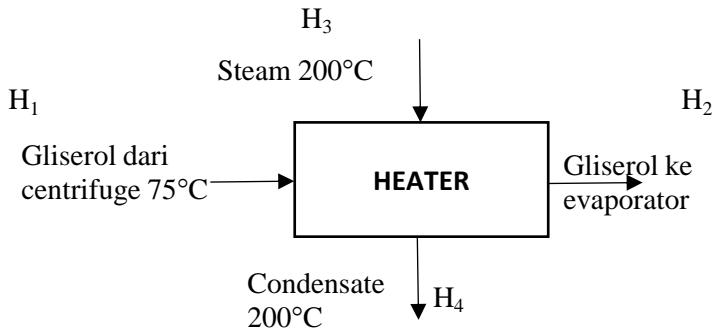
$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rxn } 528} &= \Delta H_{\text{rxn } 298} + \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \\
 &= 5889,34416 + 686,5699094 - 705,096 \\
 &= 5870,81805 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 + H_4 &= H_2 + H_5 + \Delta H_{\text{rxn } 528} \\
 350159 + 3241,84 &= 352680 + m_{\text{CW}} \times 20,0266 \\
 + m_{\text{CW}} \times 4,99569 &= + 5927 \\
 m_{\text{CW}} \times 15,0309 &= 5206,46 \\
 m_{\text{CW}} &= 346,4
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	350158,5898	$\Delta H_{\text{rxn } 528}$	5926,9976
H_3	3241,8404	H_2	352679,897
H_4	1730,42475	H_5	6936,889368
Total	351670,005	Total	351670,005

10. Heater Gliserol



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (348 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1088,76470	81,37533821	88598,59538
Air	5374,62171	50,25876317	270121,8397
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,003658287
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,155953035
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,014713886
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,152968708
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,032628915
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	584,0368801
Total	6488,51138		359304,8318

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (373 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	F . h _F (kcal)
Gliserol	1088,76470	125,3398515	136465,6053
Air	5374,62171	75,61887158	406422,8289
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,005487430
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,233929552
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,022070829
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,229453062
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,048943373
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	876,0553201
Total	6488,51138		543765,0294

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (steam masuk)} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\
 &= m_{\text{steam}} \times 670,368 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (kondensat)} &= m_{\text{steam}} \times H_L \\
 &= m_{\text{steam}} \times 204,588 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas

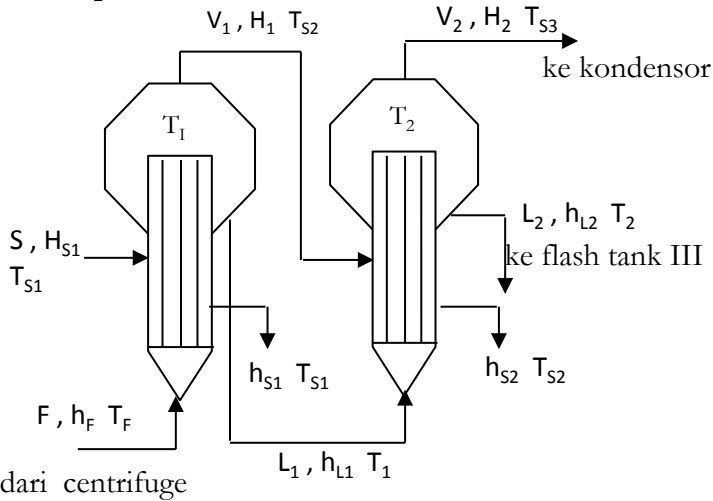
$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_5 \\
 543765 - 359305 &= (m_{\text{steam}} \times H_v) - (m_{\text{steam}} \times H_L) \\
 184460,198 &= (m_{\text{steam}} \times (H_v - H_L)) \\
 184460,198 &= (m_{\text{steam}} \times (670,368 - 204,588)) \\
 184460,198 &= (m_{\text{steam}} \times (465,78)) \\
 m_{\text{steam}} &= 396,024 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	359304,8318	H ₂	543765,0294

H_3	265482,0167	H_4	81021,81911
Total	624786,8485	Total	624786,8485

11. Evaporator



dari centrifuge

Tekanan pada effect (2) sebesar 15 kPa

Dari steam table pada 15 kPa, saturation temperature : 53,9 °C

Asumsi kenaikan boiling point diabaikan

$$T_{S1} = 200 \text{ °C}$$

Berdasarkan Table 8.3-1 Geankoplis, untuk jenis evaporator long-tube vertical,

$$\text{Nilai Overall } U = 2300 - 11000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U_1 = 2300 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U_2 = 5800 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta T &= T_{S1} - T_3 \text{ (saturation)} \\ &= 200 - 53,888 \\ &= 146,112 \text{ °C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_1 &= \frac{\sum \Delta T}{\frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2}} \\
 &= \frac{146,112}{\frac{1}{2300} + \frac{1}{5800}} \\
 &= 104,623 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T_2 &= \frac{\sum \Delta T}{\frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2}} \\
 &= \frac{146,112}{\frac{1}{2300} + \frac{1}{5800}} \\
 &= 41,5 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menghitung actual boiling point pada masing-masing effect

$$\begin{aligned}
 (1) : T_1 &= T_{S1} - \Delta T_1 \\
 &= 200 - 104,623 \\
 &= 95,3766 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T_{S2} &= T_1 \\
 &= 95,3766 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 (2) : T_2 &= T_{S2} - \Delta T_2 \\
 &= 95,3766 - 41,5 \\
 &= 53,888 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T_{S3} &= T_2 \\
 &= 53,888 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Effect (1) :

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 95,3766 \text{ } ^\circ\text{C} & T_{S1} &= 200 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T_{S2} &= 95,3766 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 H_1 &= H_{S2} \text{ (saturation enthapy at } T_{S2} \text{)} \\
 &= 652,915968 \text{ kcal/kg} \\
 \lambda_{S1} &= H_{S1} - h_{S1}
 \end{aligned}$$

$$= 670,368 - 204,588$$

$$= 465,78 \text{ kcal/kg}$$

Effect (2) :

$$T_2 = 53,888 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{S2} = 95,37659 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S3} = 53,888 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_2 = H_{S3} \text{ (saturation enthapy at } T_{S3} \text{)}$$

$$= 623,7462912 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda_{S2} = H_{S2} - h_{S2}$$

$$= 652,916 - 131,102$$

$$= 521,814 \text{ kcal/kg}$$

Neraca Panas

$$(1) : F \cdot h_F + S \cdot \lambda_{S1} = L_1 \cdot h_{L1} + V_1 \cdot H_1$$

$$F \cdot c_p (T_F - T_{Ref}) + S \cdot \lambda_{S1} = L_1 \cdot c_p (T_1 - T_{Ref}) + V_1 \cdot H_1$$

Menghitung h_F

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	F . h_F (kcal)
Gliserol	1088,7647	125,3398515	136465,6053
Air	5374,62171	75,61887158	406422,8289
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,005487430
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,233929552
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,022070829
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,229453062
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,048943373
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	876,0553201
Total	6488,51138		543765,0294

Menghitung h_{L1}

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	$L_1 \cdot h_{L1}$ (kcal)
Gliserol	1088,76470	180,7918989	196839,8369
Air	2748,98232	106,29005	292189,4686
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,00768152
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,32746394
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,03089563
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,32119757
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,06851289
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	1226,337279
Total	3862,872		490256,3986

$$(2) : L_1 \cdot h_{L1} + V_1 \cdot \lambda_{S2} = L_2 \cdot h_{L2} + V_2 \cdot H_2$$

$$L_1 \cdot c_p (T_1 - T_{Ref}) + V_1 \cdot \lambda_{S2} = L_2 \cdot c_p (T_2 - T_{Ref}) + V_2 \cdot H_2$$

Menghitung h_{L2}

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	$L_2 \cdot h_{L2}$ (kcal)
Gliserol	1088,76470	45,92190035	49998,14388
Air	123,34294	28,96092615	3572,125632
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,00211361
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,09010343
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,00850109
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,08837920
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,01885168
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	337,4331478
Total	1237,23261		53907,9106

$$F \cdot h_F + S \cdot \lambda_{S1} = L_1 \cdot h_{L1} + V_1 \cdot H_1$$

$$543765 + S \cdot 465,78 = 490256 + 2625,639 \cdot 653$$

$$S = 3565,66 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 q_1 &= S \cdot \lambda_{s1} \\
 &= \frac{3565,66}{3600} \quad (\quad 1940,75 \quad \times \quad 1000 \quad) \\
 &= 1922238 \text{ W}
 \end{aligned}$$

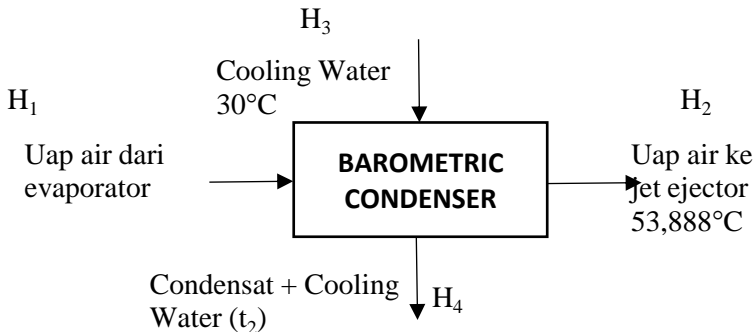
$$\begin{aligned}
 q_2 &= V_1 \cdot \lambda_{s2} \\
 &= \frac{2625,64}{3600} \quad (\quad 2174,22 \quad \times \quad 1000 \quad) \\
 &= 1585758 \text{ W}
 \end{aligned}$$

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{1922238}{2300 \cdot 104,6234} = 7,99 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 \cdot \Delta T_2} = \frac{1585758}{5800 \cdot 41,5} = 6,59 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Steam economy} &= \frac{V_1 + V_2}{S} = \frac{2625,64 + 2625,639}{3565,660294} \\
 &= 1,47274
 \end{aligned}$$

12. BAROMETRIC CONDENSER



Massa uap air = 2625,64 kg

H_V pada $T=53,888^\circ\text{C}$ = 2598,94 kJ/kg

$$\begin{aligned}
 H_1 &= V \times H_V \\
 &= 2625,64 \times 2598,94 \\
 &= 6823886,792 \text{ kJ} \\
 &= 1637732,83 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Asumsi 20% uap air yang lolos (*Kern, p:616*)

massa uap air keluar kondensor = 525,128 kg

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m_{\text{uap}} \times H_V \\
 &= 525,128 \times 2598,94 \\
 &= 1364777,358 \text{ kJ} \\
 &= 327546,566 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_3 &= m_{\text{CW}} \int_{303} c_p dt \\
 &= m_{\text{CW}} \int_{298} c_p dt \\
 &= m_{\text{CW}} \times 4,99569 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

Menentukan t_2

$$T_V - T_2 = (0,1 + 0,02 a) \times (T_V - T_1) \quad (E. Hugot, p:866)$$

Dimana : a = perbandingan udara dalam uap (% berat)

$$a = 0,5 \% - 2\%$$

Diambil $a = 0,5\% = 0,005$

$$T_V - T_2 = (0,1 + 0,02 a) \times (T_V - T_1)$$

$$53,888 - T_2 = (0,1 + 0,02 (0,005)) \times (53,888 - 30)$$

$$53,888 - T_2 = 2,4$$

$$T_2 = 51,4968$$

Uap yang terkondensasi sebesar 80%

Massa uap air = 2100,51 kg

$$h_L \text{ pada } T=53,888^{\circ}\text{C} = 225,582 \text{ kJ/kg} = 54,13964 \text{ kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} H_4 &= m \times h_L + m \int_{324,5}^{326,9} c_p dt + m_{CW} \int_{298}^{324,5} c_p dt \\ &= 2100,51 \times 54,1396 + m \int_{324,5}^{326,9} c_p dt + \\ &\quad m_{CW} \int_{298}^{324,5} c_p dt \\ &= 113720,9403 + 2100,51 \int_{324,5}^{326,9} c_p dt + \\ &\quad m_{CW} \int_{298}^{324,5} c_p dt \\ &= 113720,9403 + 2100,51 \times 2,414445 + \\ &\quad m_{CW} \times 26,5553 \\ &= 113720,9403 + 5071,57 + m_{CW} \times 26,5553 \\ &= 118792,5091 + m_{CW} \times 26,55534 \end{aligned}$$

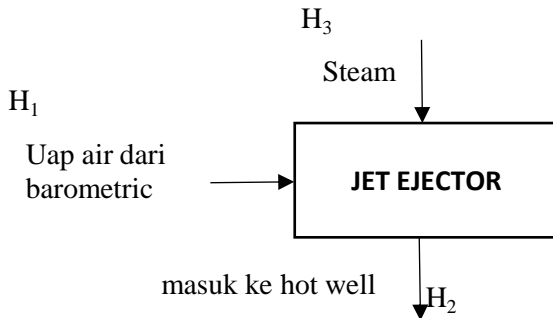
Neraca Panas

$$\begin{aligned} H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\ H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\ 327547 - 1637733 &= (m_{CW} \times 4,995685) - \\ &\quad (118793 + m_{CW} \times 26,55534) \\ -1310186,26 &= m_{CW} \times (4,99569 - 26,55534) \\ &\quad - 118793 \\ -1191393,76 &= m_{CW} \times (-21,5597) \\ m_{CW} &= 55260,3 \text{ kg} \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	1637732,830	H_2	327546,5660
H_3	276063,2744	H_4	1586249,539
Total	1913796,105	Total	1913796,105

13. STEAM JET EJECTOR



Asumsi : kapasitas suction jet ejector berasal dari udara yang terikut pada cooling water yang diinjeksikan pada barometric condenser dan udara dari leakage.

Berdasarkan Ludwig, Fig. 6-22 (p:368) diketahui pada suhu cooling water = 30°C (87°F),

udara yang terikut adalah = 10 lbs udara/ jam/ 1000 gpm water

Jumlah air pendingin yang masuk barometric condenser =

$$\begin{aligned}
 &= \frac{55260,3 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ mnt}} \\
 &= \frac{921,006 \text{ kg}}{\text{mnt}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{995,68 \text{ kg}} \\
 &= 0,925 \text{ m}^3/\text{menit} \\
 &= 244,358 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah udara yang terikut} &= \frac{10 \text{ lbs udara/jam}}{1000 \text{ gpm}} \times 244 \text{ gpm} \\
 &= 2,44358 \text{ lbs udara / jam} \\
 &= 1,10838 \text{ kg udara/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig (p: 368), air leakage untuk P = 15 kPa
 (4,42947 in Hg) = 25 lbs/jam = 11,3 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara yang masuk jet ejector} &= 1,108382 + 11,3 \\
 &= 12,4 \text{ kg/jam} \\
 &= 27,4432 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig Fig. 6-25 (p:372), pada suction pressure 4,429173 inHg (102,5203 mmHg) kebutuhan steam sebesar = 5 lbs steam/ lb udara pada 100 psig (689,476 kPa)

$$\begin{aligned}
 \text{Total steam yang digunakan} &= \frac{5 \text{ lbs steam}}{\text{lb udara}} \times 27,4432 \frac{\text{lb udara}}{\text{jam}} \\
 &= 137,216 \text{ lb steam/jam} \\
 &= 62,2397 \text{ kg steam/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Hv steam pada 689,476 kPa} = 2762,78 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka enthalpy steam} &= 27,4432 \text{ kg} \times 2762,78 \text{ kJ/kg} \\
 &= 75819,39165 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada
 T=200°C P=1553,8 kPa

$$\text{Hv steam pada 1553,8 kPa} = 2793,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka kebutuhan steam untuk jet ejector} &= \frac{75819,4 \text{ kJ}}{2793,2 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 27,1443 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

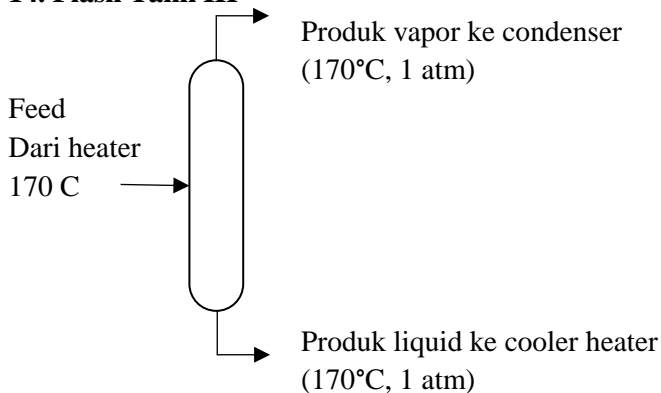
$$\begin{aligned}
 H_1 &= H_{\text{udara masuk jet ejector}} \\
 &= m C_p \Delta T
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 12,4 \times 1,0048 \times (303 - 298) \\
 &= 62,5394 \text{ kJ} \\
 H_2 &= H_{\text{steam masuk jet ejector}} \\
 &= m \times \lambda \\
 &= 27,1443 \times 1940,75 \\
 &= 52680,3 \text{ kJ} \\
 H_3 &= H_{\text{udara}} + H_{\text{condensat}} \\
 &= m C_p \Delta T + m C_p \Delta T \\
 &= 12,4 \times 1,0048 \times (T - 25) + 27,14428 \times 4,182 (T-25) \\
 &= 11,4433 (T-25) + 113,52 (T-25) \\
 &= 124,9607 (T-25)
 \end{aligned}$$

Heat Balance

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 \\
 62,539 + 124,961 (T-25) &= 52680,25 \\
 62,539 + 124,961 T - 3124,02 &= 52680,25 \\
 124,961 T &= 55741,73 \\
 T &= 446,0741
 \end{aligned}$$

14. Flash Tank III



$$F \cdot H_f = V \cdot H_v + L \cdot H_L$$

Menghitung panas feed masuk H_f

Komponen	F (kg)	Cp	H_f (kcal)
Gliserol	1088,76470	259,1492571	282152,5622
Air	123,342935	147,8835571	18240,39197
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,010609031
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,452263801
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,04267027
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,443609253
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,094623854
Total	1212,12206		18241,43575

Menghitung panas produk vapor H_v

Komponen	V (kmol)	ΔH_{vap} (kcal/kmol)	H_v (kcal)
Gliserol	0,31100946	14,67048	4,56265806
Air	6,37244305	9,756	62,16955435
Asam lemak:			
Myristic	0,00000028	24,096	0,00000678
Palmitic	0,00001062	26,448	0,00028086
Stearic	0,00000090	28,536	0,00002568
Oleic	0,00000974	20,112	0,00019596
Linoleic	0,00000217	20,712	0,00004490
Total	6,68347622		62,17010853

Menghitung panas produk vapor pada $T=170\text{ C}$

Komponen	V (kg)	Cp	H_v (kcal)
Gliserol	28,6128703	259,1492571	7415,004076
Air	114,703975	147,8835571	16962,8318
Asam lemak:			

Myristic	0,00006418	0,506957895	0,004717792
Palmitic	0,00271852	0,508509375	0,200446940
Stearic	0,00025559	0,50975493	0,018891896
Oleic	0,00274761	0,492978723	0,196404195
Linoleic	0,00060703	0,475962857	0,041893900
Total	143,323238		16963,29416

Menghitung panas produk liquid H_L

Komponen	L (kg)	Cp	H_L (kcal)
Gliserol	1060,15183	259,1492571	274737,5581
Air	8,63896021	147,8835571	1277,560165
Asam lemak:			
Myristic	0,00014432	0,506957895	0,010609031
Palmitic	0,00613373	0,508509375	0,452263801
Stearic	0,00057729	0,509754930	0,042670270
Oleic	0,00620589	0,492978723	0,443609253
Linoleic	0,00137107	0,475962857	0,094623854
Total	1068,80522		1278,603942

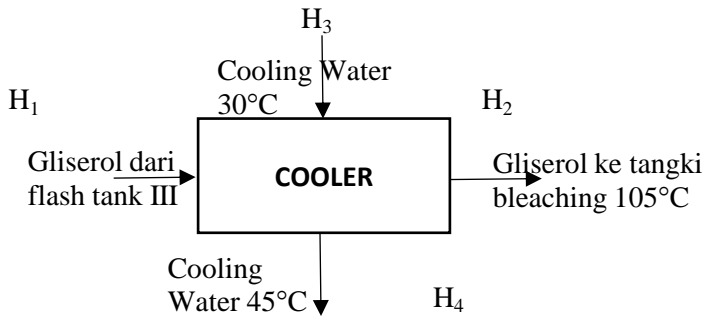
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 F \cdot H_f + Q_{\text{flash}} &= V \cdot H_v + L \cdot H_L \\
 18241,43575 + Q_{\text{flash}} &= 17025,46427 + 1278,60 \\
 18241,43575 + Q_{\text{flash}} &= 18304,06821 \\
 Q_{\text{flash}} &= 62,63246326
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_F	18241,436	H_v	17025,4643
Q_{flash}	62,63246326	H_L	1278,603942
Total	18304,0682	Total	18304,0682

15. Cooler Gliserol



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (443 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1060,15183	259,1492571	274737,5581
Air	8,63896021	147,8835571	1277,560165
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00589124
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,25181686
Stearic	0,0003217	0,509754930	0,02377837
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,24720506
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,05272995
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	1693,706952
Total	1068,79883		277709,4066

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (378 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1060,15183	134,3832943	142466,6948
Air	8,63896021	80,71138624	697,2624544
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00325034
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,13893344
Stearic	0,0003217	0,509754930	0,01311910
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,13638900
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,02909239
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	934,4590081
Total	0,00803939		144098,7371

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 4,995685 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 20,02659 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\
 144099 - 277709 &= m_{CW} \times 5,00 - m_{CW} \times 20,0 \\
 -133610,670 &= m_{CW} \times (4,99569 - 20,02659)
 \end{aligned}$$

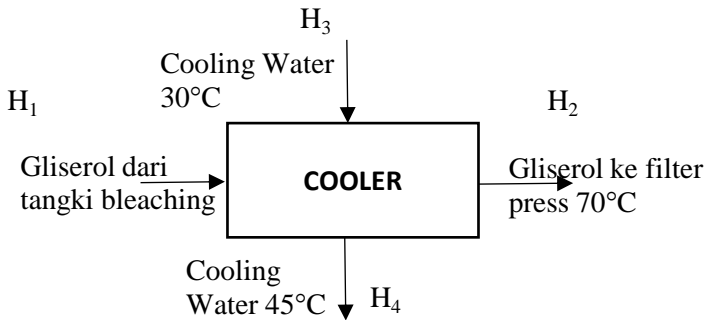
$$-133610,670 = m_{CW} \times (-15,0309)$$

$$m_{CW} = 8889,06 \text{ kg}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	277709,4066	H ₂	144098,7371
H ₃	44406,94912	H ₄	178017,6187
Total	322116,3558	Total	322116,3558

16. Cooler Gliserol



$$H_1 = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref})$$

$$= m \cdot C_p \cdot (378 - 298)$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H₁ (kcal)
Gliserol	1060,15183	134,3832943	142466,6948
Air	8,63896021	80,71138624	697,2624544
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00325034
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,13893344

Stearic	0,0003217	0,50975493	0,01311910
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,13638900
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,02909239
Non gliserida	25,1105458	0,46517259	934,459008
Total	1068,79883		144098,7371

Komponen KA	BM	% berat
SiO ₂	60,0	59,00
Al ₂ O ₃	102,00	11,60
Fe ₂ O ₃	160,00	3,30
CaO	57,0	3,10
MgO	40,0	6,30

Menentukan harga H₂

Komponen CA	Massa (kg)	Jumlah (n) Kmol	Cp Kcal/Kmol °C	H ₁ (kcal) m.Cp.ΔT
SiO ₂	6,4541	0,1075678	11,8	101,544
Al ₂ O ₃	1,2689	0,0124405	24,4	24,284
Fe ₂ O ₃	0,3610	0,0022562	24,4	4,404
CaO	0,3391	0,0059493	10,2	4,855
MgO	0,6892	0,0172291	8,1	11,164
Total				146,251

$$\begin{aligned}
 H_1 &= (\text{FA} + \text{CA} + \text{Gliserol} + \text{Air} + \text{nongliserida}) \\
 &= 0,32078 + 146,251 + 142467 + 697,262 \\
 &\quad + 934,459 \\
 &= 144244,988 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{\text{ref}}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (343 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1060,15183	72,8379801	77219,31759
Air	8,63896021	45,20530929	390,5268683
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00182832
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,07815006
Stearic	0,0003217	0,509754930	0,00737950
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,07671881
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,01636447
Non gliserida	25,1105458	0,465172590	525,6331920
Total	0,00803939		78135,6581

Komponen CA	Jumlah (n) Kmol	Cp Kcal/Kmol °C	H ₂ (kcal) m.Cp.(70-25)
SiO ₂	0,1075678	11,8	57,118
Al ₂ O ₃	0,0124405	24,4	13,660
Fe ₂ O ₃	0,0022562	24,4	2,477
CaO	0,0059493	10,2	2,731
MgO	0,0172291	8,1	6,280
Total			82,266

$$\begin{aligned}
 H_2 &= (\text{FA} + \text{Karbon Aktif} + \text{Gliserol} + \text{Air} + \text{nongliserida}) \\
 &= 0,180441 + 82,266 + 77219,32 + 390,527 \\
 &\quad + 525,633 \\
 &= 78217,924 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 4,995685 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 20,02659 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

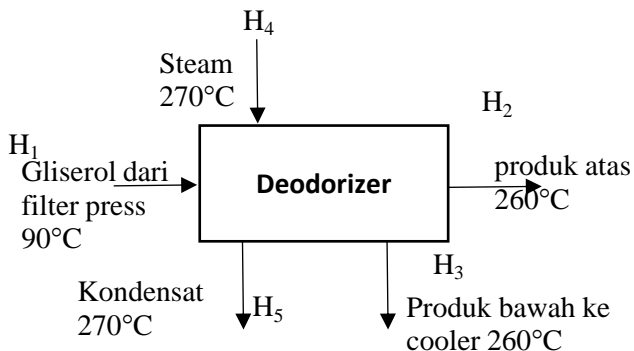
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\
 78218 - 144245 &= m_{CW} \times 5,00 - m_{CW} \times 20,0 \\
 -66027,064 &= m_{CW} \times (5,0 - 20,0) \\
 -66027,064 &= m_{CW} \times (-15,0309) \\
 m_{CW} &= 4392,75 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	144244,9881	H ₂	78217,9243
H ₃	21944,8078	H ₄	87971,87163
Total	166189,7959	Total	166189,7959

17. Tangki Deodorizer



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (343 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1060,15183	72,8379801	77219,31759
Air	8,63896021	45,20530929	390,5268683
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00182832
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,07815006
Stearic	0,0003217	0,50975493	0,00737950
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,07671881
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,01636447
Total	0,00803939		77610,0249

Menghitung panas produk vapor H_v

Komponen	V (kmol)	H _{vap} (kcal/kmol)	H _v (kcal)
Gliserol	0,02011669	14,67048	0,29512151
Air	0,00083785	9,756	0,00817405

Asam lemak:			
Myristic	0,00000035	24,096	0,00000847
Palmitic	0,00001334	26,448	0,00035283
Stearic	0,00000113	28,536	0,00003232
Oleic	0,00001226	20,112	0,00024664
Linoleic	0,00000273	20,712	0,00005652
Sterol	0,00850628	20,112	0,171078352
Total	0,02098436		0,47507070

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (533 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H₂ (kcal)
Gliserol	1,85073555	452,0518426	836,6284175
Air	0,01508127	247,4686429	3,732140227
Asam lemak:			
Myristic	8,0143E-05	0,506957895	0,00954787
Palmitic	0,00341521	0,508509375	0,40811698
Stearic	0,0003217	0,509754930	0,03853736
Oleic	0,00345829	0,492978723	0,40064268
Linoleic	0,00076404	0,475962857	0,08545889
Sterol	3,487575800	0,465172590	381,2462967
Total	5,36143201		1222,5492

$$\begin{aligned}
 H_3 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (533 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H₃ (kcal)
Gliserol	1058,30109	452,0518426	478406,9578
Air	8,62387895	247,4686429	2134,139619
Total	1066,92497		480541,0975

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (steam masuk)} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\
 &= m_{\text{steam}} \times 668,2101 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_5 \text{ (kondensat)} &= m_{\text{steam}} \times H_L \\
 &= m_{\text{steam}} \times 291,1232 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

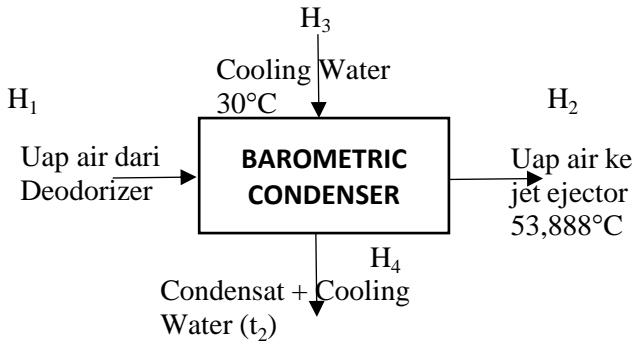
Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_4 &= H_2 + H_3 + H_5 \\
 77610 + m_{\text{steam}} \times 668 &= 1223 + 480541 \\
 &\quad - (m_{\text{steam}} \times 291,1232) \\
 403485,887 &= m_{\text{steam}} \times (668,21 - 291,1232) \\
 403485,887 &= m_{\text{steam}} \times 377,087 \\
 m_{\text{steam}} &= 1070,01 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H ₁	77610,0249	H ₂	1223,024229
H ₄	714990,028	H ₃	480541,0975
		H ₅	310835,9308
Total	792600,0525	Total	792600,0525

18. BAROMETRIC KONDENSOR



Massa uap air = 1070,01 kg

H_V pada $P = 6000$ kPa = 2784,21 kJ/kg

$$\begin{aligned} H_1 &= V \times H_V \\ &= 1070,01 \times 2784,21 \\ &= 2979125,115 \text{ kJ} \\ &= 714990,0276 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Asumsi 20% uap air yang lolos (*Kern, p:616*)

massa uap air keluar kondensor = 214,002 kg

$$\begin{aligned} H_2 &= m_{\text{uap}} \times H_V \\ &= 214,002 \times 2784,21 \\ &= 595825,023 \text{ kJ} \\ &= 142998,0055 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_3 &= m_{\text{CW}} \int_{298}^{303} c_p dt \\ &= m_{\text{CW}} \int_{298}^{303} c_p dt \\ &= m_{\text{CW}} \times 4,99569 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Menentukan t_2

$$T_v - T_2 = (0,1 + 0,02 a) \times (T_v - T_1) \quad (E. Hugot, p:866)$$

Dimana : a = perbandingan udara dalam uap (% berat)

$$a = 0,5 \% - 2\%$$

Diambil $a = 0,5\% = 0,005$

$$T_v - T_2 = (0,1 + 0,02 a) \times (T_v - T_1)$$

$$275,55 - T_2 = (0,1 + 0,02 (0,005)) \times (53,888 - 30)$$

$$275,55 - T_2 = 23$$

$$T_2 = 252,526$$

Uap yang terkondensasi sebesar 80%

Massa uap air = 856,006 kg

$$h_L \text{ pada } P = 6000 \text{ kPa} = 1213,01 \text{ kJ/kg} = \frac{291,1232 \text{ kcal}}{\text{kg}}$$

$$\begin{aligned} H_4 &= m \times h_L + m \int_{c_p} dt + m_{CW} \int_{c_p} dt \\ &= 856,006 \times 291,123 + m \int_{525,55}^{548,55} c_p dt \\ &\quad + m_{CW} \int_{298}^{525,55} c_p dt \\ &= 249203,3127 + 856,006 \int_{525,55}^{548,55} c_p dt + \\ &\quad m_{CW} \int_{298}^{525,55} c_p dt \\ &= 249203,3127 + 856,006 \times 266,116 + \\ &\quad m_{CW} \times 238,728 \\ &= 249203,3127 + 227797 + m_{CW} \times 238,728 \end{aligned}$$

$$= 477000,2779 + m_{CW} \times 238,728$$

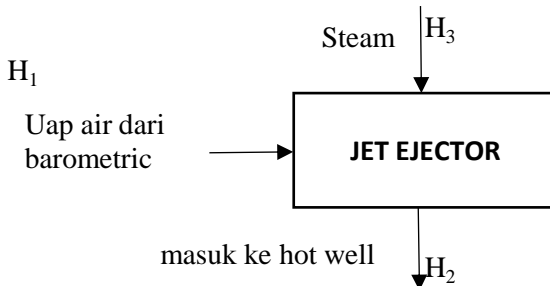
Neraca Panas

$$\begin{aligned} H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\ H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\ 142998 - 714990 &= (m_{CW} \times 5,00) - (477000,3 \\ &\quad + m_{CW} \times 238,728) \\ -571992,02 &= m_{CW} \times (5,00 - 239) - 477000,3 \\ -94991,74 &= m_{CW} \times (-233,732) \\ m_{CW} &= 406,412 \text{ kg} \end{aligned}$$

Heat Balance

$Q_{in} \text{ (kcal)}$		$Q_{out} \text{ (kcal)}$	
H_1	714990,028	H_2	142998,0055
H_3	2030,308838	H_4	574022,3309
Total	717020,336	Total	717020,336

19. STEAM JET EJECTOR



Asumsi : kapasitas suction jet ejector berasal dari udara yang terikut pada cooling water yang diinjeksikan pada barometric condenser dan udara dari leakage.

Berdasarkan Ludwig, Fig. 6-22 (p:368) diketahui pada suhu cooling water = 30°C (87°F), udara yang terikut

adalah = 10 lbs udara/ jam/ 1000 gpm water

Jumlah air pendingin yang masuk barometric condenser :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{406,412 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ mnt}} \\
 &= \frac{6,77354 \text{ kg}}{\text{mnt}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{995,68 \text{ kg}} \\
 &= 0,0068 \text{ m}^3/\text{menit} \\
 &= 1,79713 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah udara yang terikut} &= \frac{10 \text{ lbs udara/jam}}{1000 \text{ gpm}} \times 1,79713 \text{ gpm} \\
 &= 0,01797 \text{ lbs udara / jam} \\
 &= 0,00815 \text{ kg udara/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig (p: 368), air leakage untuk P = 6 mmHg

$$(0,23622 \text{ in Hg}) = 20 \text{ lbs/jam} = 9,1 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara yang masuk jet ejector} &= 0,008152 + 9,1 \\
 &= 9,1 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,0177 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, Fig. 6-25 (p:372), pada suction pressure

6 mmHg kebutuhan steam sebesar = 10 lbs steam/ lb udara

pada 100 psig (689,476 kPa)

$$\begin{aligned}
 \text{Total steam yang digunakan} &= \frac{10 \text{ lbs steam}}{\text{lb udara}} \times \frac{20,0177 \text{ lb udara}}{\text{jam}} \\
 &= 200,177 \text{ lb steam/jam} \\
 &= 90,7981 \text{ kg steam/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Hv steam pada 689,476 kPa} = 2762,78 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka enthalpy steam} &= 20,0177 \text{ kg} \cdot 2762,78 \text{ kJ/kg} \\
 &= 55304,39429 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada
 $P = 6000 \text{ kPa}$.

$$H_v \text{ steam pada } 6000 \text{ kPa} = 2784,21 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan steam} &= \frac{55304,39429 \text{ kJ}}{2784,21 \text{ kJ/kg}} \\ \text{untuk jet ejector} &= 19,8636 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_1 &= H_{\text{udara}} \text{ masuk jet ejector} \\ &= m C_p \Delta T \\ &= 9,1 \times 1,0048 \times (303 - 298) \\ &= 45,6177 \text{ kJ} \end{aligned}$$

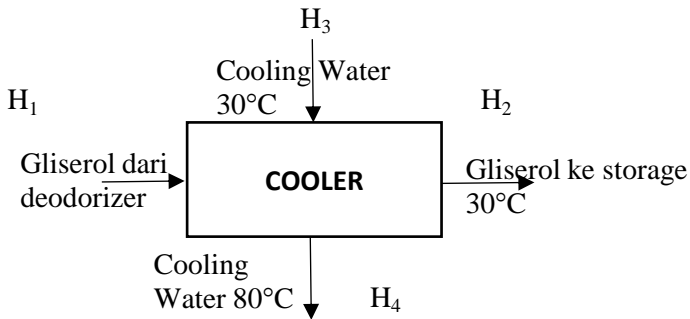
$$\begin{aligned} H_2 &= H_{\text{steam}} \text{ masuk jet ejector} \\ &= m \times \lambda \\ &= 19,8636 \times 1940,75 \\ &= 38550,3 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_3 &= H_{\text{udara}} + H_{\text{condensat}} \\ &= m C_p \Delta T + m C_p \Delta T \\ &= 9,1 \times 1,0048 \times (T - 25) + 19,86359 \times \\ &\quad 4,182 (T - 25) \\ &= 8,0752 (T - 25) + 83,07 (T - 25) \\ &= 91,1447 (T - 25) \end{aligned}$$

Heat Balance

$$\begin{aligned} H_1 + H_3 &= H_2 \\ 45,618 + 91,145 (T - 25) &= 38550,27 \\ 45,618 + 91,145 T - 2278,62 &= 38550,27 \\ 91,145 T &= 40783,27 \\ T &= 447,4563 \end{aligned}$$

20. Cooler Gliserol



$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (533 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₁ (kcal)
Gliserol	1058,30109	452,0518426	478406,9578
Air	8,62387895	247,4686429	2134,139619
Total	1066,92497		480541,0975

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_{ref}) \\
 &= m \cdot C_p \cdot (303 - 298)
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg C)	H ₂ (kcal)
Gliserol	1058,30109	7,728708599	8179,300737
Air	8,62387895	4,995685148	43,08218398
Total	1066,92497		8222,3829

$$\begin{aligned}
 H_3 \text{ (CW masuk)} &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{303} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 4,995685 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_4 \text{ (CW keluar)} &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \int_{298}^{318} c_p dt \\
 &= m_{CW} \times 55,31815 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 H_1 + H_3 &= H_2 + H_4 \\
 H_2 - H_1 &= H_3 - H_4 \\
 8222 - 480541 &= m_{CW} \times 5,00 - m_{CW} \times 55,3 \\
 -472318,715 &= m_{CW} \times (5,0 - 55,3) \\
 -472318,715 &= m_{CW} \times (-50,3225) \\
 m_{CW} &= 9385,84 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	480541,0975	H ₂	8222,3829
H ₃	46888,71333	H ₄	519207,4279
Total	527429,8108	Total	527429,8108

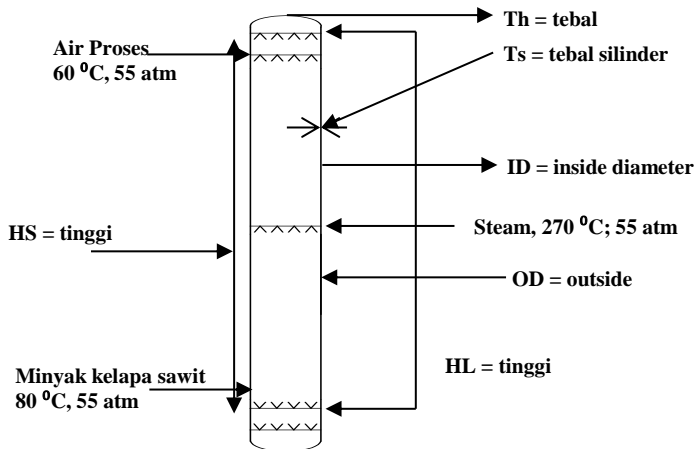
APENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

1. Menara Fat Splitting

Fungsi: Mereaksikan minyak kelapa sawit dengan air proses untu menghasilkan gliserol dan asam lemak

Skema:



Feed

Komponen minyak	Feed (kg/jam)	% Berat	densitas (g/cm ³)	densitas x % Berat (g/cm ³)	
Air proses	27,6192816	0,2%	0,0017	3,492E-06	g/cm ³
Trigliserida	13204,7786	95,62%	0,8348	0,7982	g/cm ³
Monogliserida	24,8573535	0,18%	0,0016	0,0015026	g/cm ³
Myristic	5,5238563	0,04%	0,0003	0,0003339	g/cm ³
Palmitic	234,76389	1,7%	0,0148	0,014191	g/cm ³
Stearic	22,095425	0,16%	0,0014	0,0013356	g/cm ³
Oleic	237,52582	1,73%	0,0151	0,0144414	g/cm ³

Linoleic	52,476635	0,38%	0,0033	0,0031721	g/cm ³
Total	13782,0215	100%	0,873	0,83318	g/cm ³
				52,01543	lb/ft ³

Massa total bahan masuk : 13782 kg/jam = 30384 lb/jam

Rate volumetrik : 584,13 ft³/jam

Waktu reaksi : 2 jam

Jumlah reaktor : 1 buah

Kapasitas reaktor : 1168,3 cuft

Direncanakan larutan mengisi 80% volume tangki, maka

volume menara : 934,61 ft³

Ditetapkan :

- Menggunakan silinder tegak / vertikal
 - Menggunakan tutup atas dan bawah hemispherical dished head
 - Data yang ada menyatakan bahwa H = 2-25 m, diperlukan
 - D= 0,508-1,22 mdidapatkan H/D = 17,69
- ("Bailey's", vol.5, Ed. 5, Fig.3.2, p.43)

Menghitung diameter dalam menara (ID) : 17,69

Volume menara = volume silinder + volume dished head

$$\begin{aligned}
 1168,26 \text{ ft}^3 &= (\pi/4 \times \text{ID}^3 \times \text{Hs}) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3) \\
 &= 13,899286 \text{ ID}^3 + 1\text{E-}04 \text{ ID}^3 \\
 &= 13,899384 \text{ ID}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 4,3804 \text{ ft} = 52,565 \text{ in} \\
 &= 1,3351 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hs} &= 17,69 \times 4,3804 = 77,489 \text{ ft} \\
 &= 929,87 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi larutan dalam tangki (HI) :

Volume liquid = volume dalam tutup + volume dalam silinder

$$\begin{aligned}
 488,79613 \text{ ft}^3 &= (0,000049 \times \text{ID}^3) + (\pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{HI}) \\
 &= 0,0041185 + (15,063 \times \text{HI})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} HI &= 32,451 \text{ ft}^3 = 389,41 \text{ in} \\ &= 9,891 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan desain (Pd) :

$$\begin{aligned} P_d &= 1,2 \times (P_{op} + P_{hidrostatik}) \\ P_{operasi} &= 734,7 \text{ psia} (1 \text{ atm} + 720 \text{ psig}) \\ P_{hidrostatik} &= (\rho \times (g/gc) \times HI) / 144 \\ &= (52,015 \times (32,174 / 32,174) \times 32,451) \\ &= 11,722 \text{ psia} \\ P_d &= 1,2 \times (734,7 + 11,722) \\ &= 895,7 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Silinder (ts) :

Digunakan : ~ bahan konstruksi SA 353 (9N f = 22500
 ~ welding dengan double welc e = 1
 ~ c = 0,006 (perry 6th ed, tab 23-2)
 maka ts = $\frac{P_d \times r_i + c}{f_e - 0,6P_d}$ (Brownell and Young)

dengan : ts = tebal silinder
 Pd = tekanan desain
 ri = ID
 f = allowable stress
 e = faktor pengelasan
 c = faktor korosi

$$\begin{aligned} ts &= \frac{895,7 \times 52,565 + 0,006}{22500 \times 0,8 - 1 \times 895,70} \\ &= 2,702 \text{ in} \\ &= 68,636 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dimasukkan faktor korosi, diperoleh tebal sesungguhnya yang dibutuhkan:

$$= 68,636 + 0$$

$$= 68,642 \text{ mm}$$

Tabel standar yang dipakai adalah 71 mm

(Tabel III.1 Desain Bejana)

$$\text{standarisasi ts} = 71 \text{ r} = 2,7953 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi ts} = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{standarisasi OD} &= \text{ID} + 2\text{ts} \\ &= 52,565 + 6 \\ &= 58,155 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{dipilih OD} = 60 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young})$$

$$\begin{aligned} \text{maka ID} &= \text{OD} - 2\text{ts} \\ &= 60 - 6 \\ &= 54,41 \text{ in} = 4,5341 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder, H} &= 17,69 \times \text{ID} \\ &= 17,69 \times 54 = 962,5 \text{ in} \\ &= 24,448 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tutup silinder (th) :

$$\text{th} = \frac{\text{Pd} \times \text{rc} \times \text{w}}{2\text{fe} - 0,2\text{Pd}} + \text{c} \quad (\text{Brownell and Young})$$

$$\text{r} = \text{ID} = 54 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 8 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young})$$

$$\text{w} = 0,25 (3 + (\text{r}/\text{icr})) = 1,3920 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{maka th} &= \frac{895,7 \times 54,41 \times 1,3920}{2 \times 22500 \times 0,8 - 0,2 \times 895,7} + 0,006 \\ &= 1,9891 \text{ in} \\ &= 5,0524 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{standarisasi th dengan men} &= 2 \text{ in} \\ &= 13 \text{ cm} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tutup silinder, OA :

$$\text{r} = \text{ID} = 54,41 \text{ in}$$

$$\text{a} = \text{r}/2 = 27,205 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - ((BC)^2 - (AB)^2)^{1/2} \\
 AB &= a - icr = 27,205 - 8 = 19 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 54 - 8 = 46 \text{ in} \\
 \text{maka } b &= 54,41 - ((46,159)^2 - (19)^2)^{0,5} \\
 &= 12,321 \text{ in} \\
 sf &= 2 \quad \quad \quad (Brownell \text{ and } Young) \\
 OA &= th + b + sf = 16,321 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi campuran larutan dalam silinder + dished head bawah (HI) :

volume liquid = volume larutan dalam silinder + volume larutan dalam dished head bawah

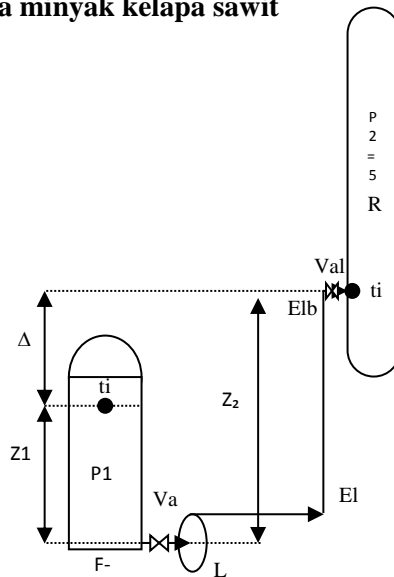
$$\begin{aligned}
 488,79613 &= (0,000049 \times ID^3) + (\pi/4 \times ID^2 \times HI) \\
 &= 0,0046 + 16,138 \text{ HI} \\
 HI &= 30,288 \text{ ft} \\
 &= 363,45 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat : Menara " Fat Spilitting"
 Fungsi : Mereaksikan minyak kelapa sawit dengan air proses untukmenghasilkan gliserol dan FA
 Kode : R-120
 Kondisi operasi
 Tekanan : 55 atm
 Temperatur : 270 °C
 Laju alir mas : 13782 kg/jam
 Tipe : ~ Silinder vertikal
 ~ Tutup atas dan bawah hemispherical flanged head
 ukuran : ~ Tinggi total = 995,15 in
 ~ Diameter dalan = 54,41 in

~ Tebal silinder = 2,702 in
 ~ Tekanan desair = 895,7 psia
 Bahan : Carbon Steel SA 353 (9 Ni)
 Jumlah : 1 buah

2. Pompa minyak kelapa sawit



Fungsi : Memompa minyak kelapa sawit dari tangki penyimpanan minyak menuju ke menara fat splitting

Jenis : Pompa centrifugal

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa = 13810 kg/jam
 8,457 lbm/s

Densitas minyak = 1 gr/cm³
 873 kg/m³
 54,499 lbm/ft³

$$\begin{aligned}\text{Viskositas minyak} &= 10 \text{ Mpa.s} \\ &= 0,01 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0067 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{F}{\rho} \\ &= 13810 \\ &= 873 \\ &= 15,819 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0044 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1552 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Kondisi operasi:

$$P_1 = 1 \text{ atm atm} = 101,33 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 50 \text{ atm bar} = 5066,3 \text{ kPa}$$

1. Perencanaan Pompa

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$\begin{aligned}\text{Di optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \text{ (Timmerhause, pers. 15, hal 496)} \\ &= 3,9 (0,1552)^{0,45} (54,499)^{0,13} \\ &= 2,836 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Apendiks A.5-1 Geankoplis ditentukan :

$$\text{Nominal pipe size} : 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Schedule number} : 40$$

$$\text{Diameter luar} : 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam} : 2,375 \text{ in} = 0,0603 \text{ m}$$

$$\text{Inside sectional area} : 0,0233 \text{ ft}^2$$

2. Jenis Aliran

$$\begin{aligned}v &= \frac{Q}{A_i} = \frac{0,1552 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 6,6598 \text{ ft/s} \\ &= 2,0299 \text{ m/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho v ID}{\mu} \\ &= \frac{(873) (2,0299) (0,0603)}{0,00999} \\ &= 10701,109 \end{aligned}$$

Karena $Nre > 2100$, maka asumsi aliran turbulen benar

Ukuran pipa keluar dipilih = 2 in Sch 40

3. Perhitungan Friction Losses

a. Friksi pada pipa lurus

Perhitungan total panjang pipa lurus yang digunakan :

Tangki ke valve 1 = 1 m

Valve 1 ke pompa = 1 m

Pompa ke elbow 1 = 10 m

Elbow 1 ke elbow 2 = 12 m

Elbow 2 ke valve 2 = 1 m

valve 2 ke raktor = 1 m

Total (ΔL) = 26 m

Asumsi Bahan pipa yang digunakan : *Commercial Steel*

Untuk pipa commersi $\varepsilon = 5E-05$ m

ID = 0,0603 m

Panjang total pipa lurus = 26 m

$Nre = 10701,11$ (aliran turbulen)

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,060325 \text{ m}} = 0,0008$$

Dengan memplotkan harga ε/D dan Nre didapatkan faktor friksi :

$$f = 0,0057 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3})$$

Sehingga friction loss :

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-5})$$

$$= \frac{4 \times 0,0057 \times 26 \times 2,0299^2}{0,060325 \times 2}$$

$$= 19,857 \text{ J/kg}$$

b. Sudden Contraction

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$ (Geankoplis, hal 98)

Karena A_2 jauh lebih kecil dari A_1 , maka A_2/A_1 dianggap 0

$$K_c = 0,55 \left(1 - A_2/A_1 \right) \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-16)}$$

$$= 0,55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times (2,0299)^2}{2 \times 1} = 1,1332 \text{ J/Kg}$$

c. Friksi pada elbow :

Digunakan 2 buah elbow 90°

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-1)}$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-17)}$$

$$h_f = 2 \times 0,75 \frac{2,0299^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 3,0905 \text{ J/kg}$$

d. Friksi pada Valve

Digunakan 2 buah Globe Valve

$$K_f = 6 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-1)}$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-17)}$$

$$h_f = 6 \times 2 \times \frac{2,0299^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 24,724 \text{ J/kg}$$

e. Sudden Enlargement Losses

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang kecil ke luas penampang besar

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$ (Geankoplis, hal 98)

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena A_2 jauh lebih kecil dari A_1 , maka A_2/A_1 dianggap 0 sehingga, harga $K_c = 1$

$$h_{ex} = \frac{4,1206473}{2 \times 1} = 2,0603 \text{ J/kg}$$

f. Friksi total pada pompa

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_f(\text{elbow} + \text{valve}) + h_{ex} \\ &= 19,857 + 1,1332 + 27,814 + 2,0603 \\ &= 50,865 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Daya Pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis:

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, Eq.2.7-28, p.64)

Dimana:

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 2,0299 \text{ m/s}$$

$$\Delta v = 2,0299 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

$$P_1 = 101,33 \text{ kPa} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 5066,3 \text{ kPa} = 5E+06 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 4964925 \text{ Pa}$$

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

Persamaan Bernoulli (Geankoplis, pers. 2.7-28)

$$-W_s = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + g_c (Z_2 - Z_1) + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{4964925}{873} + 98 + \frac{4,1206}{2} + 50,865 \\ &= 5687,2 + 98 + 2,060 + 50,865 \\ &= 5838,12 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$W_s = -5838,1 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{dengan } Q &= 0,2 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times \frac{7 \text{ US gal}}{1 \text{ ft}^3} \\ &= 69,651 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Berdasarkan fig. 3.3-3 Geankoplis $\eta = 45\%$

$$W_s = -\eta \times W_p \quad (\text{Geankoplis, hal 104})$$

$$-5838,1 = -0,45 \times W_p$$

$$W_p = 12974 \text{ J/kg}$$

5. Power Pump (Geankoplis, hal 104)

$$\text{Mass flowrate} = 13810 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,836 \text{ kg/s}$$

$$W_p = 12974 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Brake Horse} &= \text{Mass flow} \times W_p \\ &= 3,836 \text{ kg/s} \times 12974 \text{ J/kg} \\ &= 49767 \text{ W} \\ &= 50 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$= 66,712 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Peter & Timmerhaus fig.14-38 didapatkan
efisiensi motor = 86%

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{66,712}{0.86} \\ &= 78 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	:	1 buah
Power	:	78 Hp
Bahan	:	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:	13810 kg/jam
Dimater pipa	:	2 in IPS sch 40
Panjang pipa	:	26 m
Head pompa	:	5838,1 J/kg
Efisiensi pompa	:	45%
Efisiensi motor	:	86%

3. Flash Tank

Komponen	Kg	x_i	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$
Gliserol	366,89	0,022	1126,3	24,7786
Air	2501,5	0,15	983,24	147,486
Asam lemak:	13670	0,8197	867,77	711,308
TGS	138,44	0,0083	867,77	7,20375
Total	16677	1	3845,1	890,776

$$V_{\text{Feed}} = \frac{\text{Massa Feed}}{\rho_v} = \frac{16677}{890,78} = 18,722 \text{ m}^3$$

dengan faktor kelonggaran 20% maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1 \times \text{Volume feed} \\ &= 1 \times 18,722 \\ &= 22,466 \end{aligned}$$

Diameter dan tinngi shell

Asumsi

Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) : 3

Tinggi tutup (H_d) : Diameter (D) : 4

Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{4}{3} D = \frac{\pi}{3} D^3$$

Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \times \frac{1}{4} D = \frac{\pi}{24} D^3$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_e$$

$$V = \frac{\pi}{3} D^3 + \frac{\pi}{24} D^3$$

$$V = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$18,722 = 1,1775 D^3$$

$$D = 2,515 \text{ m}$$

$$D = 98,998 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D$$

$$H_s = \frac{4}{3} 2,515$$

$$= 3,353 \text{ m}$$

Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki 2,515 m

$$\text{Tinggi tutup } (H_d) = \frac{1}{4} D$$

$$= \frac{1}{4} 2,515$$

$$= 0,629 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d$$

$$= 3,353 + 0,629$$

$$= 3,981 \text{ m}$$

Tebal shell tangki

Direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-285 Grade C, sehingga diperoleh data:

$$\sim \text{Allowable Stress } (f) = 13750 \text{ psia}$$

$$= 94803 \text{ kPa}$$

$$\sim \text{Joint efficiency } (E) = 1$$

$$\sim \text{Corrosion allowance} = 0,2 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Volume caira} = 18,722 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 22,466 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell} = 3,981 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{inggi cairan dalam tangki} &= \frac{18,722}{22,466} \times 3,981 \\ &= 3,3178 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= 890,78 \times 10 \times 3,3178 \\ &= 28963 \text{ Pa} \\ &= 0,286 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P = 0,3 + 1 = 1,3$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1 \times P \\ &= 1 \times 1,3 \\ &= 1,543 \text{ atm} \\ &= 156,346 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{p D}{2fE - 1,2p} + C \\ &= \frac{156,346 \times 99}{2 \times 94803 \times 1 - 1 \times 156} + (10 \times 0,2) \\ &= 2,0817 \text{ in} \\ &= 52,875 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal standar yang digunakan 56 mm

Tebal atas tutup tangki dibuat dengan bahan yang sama dengan shell

Tebal tutup atas yang digunakan 56 mm

4. Dekanter

Fase Minyak:

$$\text{Flowrate} = 262,41 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 0,8678 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas} = 1,8697 \text{ cP}$$

Fase Air:

$$\text{Flowrate} = 6466 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1,0069 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,5195 \text{ cP}$$

Komponen	Feed	% Berat	Densitas	Viskositas
Fase Minyak	(kg/jam)		g/cm^3	(cP)
Trigliserida	2,6309	1,00%	0,8677675	1,8697
Asam Lemak	259,78	99,00%	0,8677675	1,8697
Total	262,41	100%	0,8677675	1,8697

Komponen	Feed	% Berat	Densitas	Viskositas
Fase Air	(kg/jam)		g/cm^3	(cP)
Air Proses	5323,0	82,64%	0,98324	0,4688
Gliserol	1088,73	16,90%	1,1263	0,731
Trigliserida	0,2923	0,005%	0,8677675	1,8697000
Asam Lemak	28,865	0,448%	0,8677675	1,8697000
Total	6440,9	100%	1,0068994	0,5194626

Mencari settling velocity dari fase yang akan dipisahkan

Asumsi diameter dropet (d_d) = 150 μm

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$u_d = \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18\mu_c} \quad (\text{Coulson, p: 442})$$

$$u_d = \frac{(150 \times 10^{-6})^2 \times 9,81 \times (867,7675 - 1006,889)}{18 \times 0,51946 \times 10^{-3}}$$

$$u_d = -0,0033 \text{ m/s}$$

Karena flow rate kecil, maka menggunakan vertical, cylindrical decanter

Mencari flow rate volumetrik heavy liquid

$$L_c = \frac{\text{rate mass heavy liquid}}{\text{densitas heavy liquid}}$$

$$L_c = \frac{6440,88}{1006,90} \times \frac{1}{3600}$$

$$L_c = 0,00178 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u_c = \frac{L_c}{A_i}$$

$$A_i = \frac{0,00178}{0,0033}$$

$$A_i = 0,54101 \text{ m}^2$$

$$r = \sqrt{\frac{0,5747}{\pi}}$$

$$r = 0,41509 \text{ m}$$

$$d = 0,83017 \text{ m}$$

Untuk silinder, diambil tinggi dekanter adalah 2x diameternya.

$$\text{height} = 1,66034 \text{ m}$$

$$\text{Dispersion band} = 10\% \text{ dari tinggi} = 0,166 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Residence time droplets dalam dispersion band} &= \frac{0,166}{u_d} \\ &= \frac{0,166}{0,0033} \\ &= 50,553 \text{ s (1 min)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Velocity of oil phase} &= \frac{262,41}{867,77} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{0,5410} \\ &= 0,0002 \text{ m/s}\end{aligned}$$

$$u_d = \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18\mu_c}$$

$$d_d = \left[\frac{u_d 18\mu_c}{g (\rho_d - \rho_c)} \right]^{1/2}$$

$$d_d = \left[\frac{0,00016 \times 18 \times 1,8697 \times 1}{9,81 (1006,889 - 867,7675)} \right]^{1/2}$$

$$d_d = 0,00006 \text{ m}$$

$$d_d = 62 \text{ } \mu\text{m}$$

Untuk meminimisasi entrainment liquid jet yang masuk, inlet velocity harus dijaga dibawah 1 m/s

$$\begin{aligned}\text{Flow rate} &= (0,0018 + 0,000084) \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area of pipe} &= \frac{0,0019 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s}} \\ &= 0,0019 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pipe diameter} &= \left[\frac{0,0019}{\pi} \right]^{1/2} \\ &= 0,0431 \text{ m}\end{aligned}$$

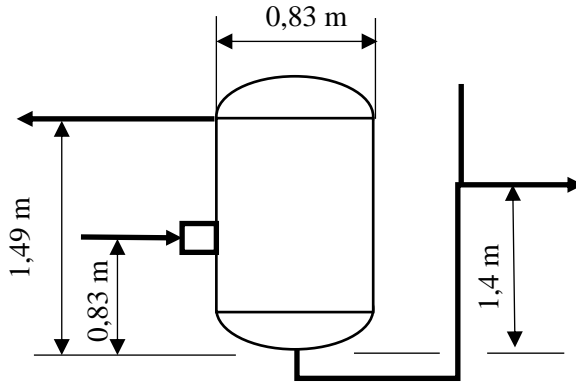
Posisi interface adalah setengah tinggi vessel dan take off light liquid 90% tinggi vessel

$$z_1 = 0,9 \times 1,66034 = 1,4943 \text{ m}$$

$$z_3 = 0,5 \times 1,66034 = 0,8302 \text{ m}$$

$$z_2 = \frac{1,5 - 0,8}{1,006899} \times 0,8678 + 0,8$$

$$z_2 = 1,4 \text{ m}$$



3. Heat exchanger (HE)

Fungsi : Memanaskan air proses dari suhu 30°C hingga 60°C sebelum masuk ke menara splitting

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel

Asumsi :

Shell side

ID = 14 in

Baffle space = half circles

Passes = 1

Tube side

Number and length = 64 16 0"

OD, BWG, pitch = 3/4 in 18 BWG, 1 inch square

Passes = 2

Heat Balance

Q_{in} (kcal)		Q_{out} (kcal)	
H_1	34845,66	H_2	244939,09

H ₃	302374,32	H ₄	92280,89
Total	337219,98	Total	337219,98

1) Heat transfer

$$\begin{aligned}
 Q &= 337219,981 \text{ kkal/jam} \\
 &= 1338197,1 \text{ btu/jam} \\
 W \text{ steam} &= 451,06 \text{ kg/jam} \\
 &= 994,41 \text{ lb/jam} \\
 W \text{ Air} &= 6975,152 \text{ kg/jam} \\
 &= 15377,559 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2) LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
392	Higher Temp	140	252	Δt_2
392	Lower Temp	86	306	Δt_1
0	Differences	54	54	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\
 &= \frac{54}{2,3 \log (252 / 306)} \\
 &= 278,4 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD} = 258.7 \text{ } ^\circ\text{F}$

3) Caloric temperature

$$\begin{aligned}
 T_{av} &= 1/2 (T_1 + T_2) \\
 &= 392 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_{av} &= 1/2 (t_1 + t_2) \\
 &= 113 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4.) Cold Fluid: Shell side,

Air proses

$$\begin{aligned} a_s &= \text{area of shell-sres of tubes} \\ &= 1/144 (\pi \times 14^2/4 - 64 \times \pi \times \\ &\quad 0.75^2/4) \\ &= 0,87222 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{w}{a_s} = \frac{15377,6 \text{ kg}}{0,872} \\ &= 17630,322 \text{ lb / hr.ft}^2 \end{aligned}$$

Pada saat $t_s = 113^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,640 \text{ cP} \times 2,4191 \\ \mu &= 1,548 \text{ lb/ ft hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= 4 a_s / (\text{watted perimeter}) \\ &= \frac{4 \times 0,87222}{64 \times \pi \times 0.75/14} \\ &= 0,324 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,324 \times 17630}{1,548} \end{aligned}$$

$$= 3690,4$$

$$j_H = 31$$

Hot Fluid: Tube side, steam

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{64 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$= 0,0671 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{994,41}{0,0671}$$

$$= 14817 \text{ lb / hr ft}^2$$

Pada $t_a = 392^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,016 \times 2,4191 \\ &= 0,0387 \text{ lb / ft hr} \end{aligned}$$

$$D = \frac{0,652}{12} = 0,0543 \text{ ft}$$

(Re_t untuk pressure drop)

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{D \cdot G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0543 \times 14817}{0,0387} \end{aligned}$$

$$= 20800$$

Pada saat $t_s = 113^{\circ}\text{F}$

$$c = 1,005 \text{ btu / lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,3687 \text{ btu/ hr.ft}^2(^{\circ}\text{F/ft})$$

$$(c.\mu/k)^{1/3} = (1,0 \times 1,5 \times 0,37)^{1/3}$$

$$= 0,831$$

$$h_o = \frac{j_H.k.(c.\mu/k)^{1/3} \times \phi_s}{D_e}$$

$$h_o = \frac{31 \times 0,37 \times 0,8 \times 1}{0,324}$$

$$h_o = 29,305 \text{ Btu / hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Kondensasi Steam:

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu / hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_a - t_a)$$

$$t_w = 113 + \frac{29,305}{1500 + 29,31}$$

$$(392 - 113)$$

$$t_w = 118,3$$

Clean overall coefficient U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 29,305}{1500 + 29,305}$$

$$= 28,744 \text{ Btu / hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Design overall coefficient U_d :

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft}$$

$$A = 64 \times 16 \text{ 0"} \times 0,1963 = 201,01 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A.\Delta t} = \frac{337219,981}{201,01 \times 278,44}$$

$$= 6,0251 \text{ Btu / hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Dirt Factor Rd:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{28,744 - 6,025}{28,744 \times 6,025} = 0,1312$$

	Pressure Drop
$D_e' = \frac{4 \times \text{flow area}}{\text{frictional wetted perimeter}}$	Specific volume steam $v = 1$
$= 4 \times 0,9 / (64 \times 3,14 \times 0,8 / 12) + 3,14 \times 14 / 12)$	$e = 1 / 1$
$= 0,21505 \text{ ft}$	$= 62,5$
	$= 0,032$
	$f = 0,0002$
$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$	$\Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{f G_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e' \phi_s}$
$= \frac{0,215 \times 17630}{1,548}$	$= 0,0 \times (14817)^2 \times 16 \times 2$
$= 2448,91$	$= \frac{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0543 \times 1}{0,0003 \text{ psi}}$
$f = 0,28$	
$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e' \phi_s}$	
$= \frac{0,3 \times (17630,3)^2 \times 16 \times 1}{5,22 \times 10 \times 0,2 \times 1}$	
$= 0,12405 \text{ psi}$	

5. CENTRIFUGE

Fungsi : Memisahkan minyak dengan soapstock

Type : Flat Top and Flat Bottom

Perhitungan :

$$\text{Massa sweetwater yang masuk, } r = 6488,51 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Sabun yang masuk, } ms = 31,51 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas sweetwater } \rho_m = 1006,9 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas sabun, } \rho_s = 885 \text{ kg/m}^3$$

(sumber : Hysys)

$$\begin{aligned} \text{Massa yang masuk} &= m_m + m_s \\ &= 6488,51 + 31,51 \\ &= 6520,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= (X m_m \times \rho_m) + (X m_s \times \rho_s) \\ &= (0,99517 \times 1007) + \\ &\quad (0,00483 \times 885,00) \\ &= 1002,03 + 4,2766 \\ &= 1006,31 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid, } Y &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= \frac{6520,02}{1006,31} \\ &= 6,479 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Time cycle of fugalng} = 4 - 10 \text{ menit}$$

$$\text{Diambil rata - rata} = 7 \text{ menit (Hugot, Edisi 3, Hal 769)}$$

$$\text{Banyak cycle/jam, } N = \frac{60}{7} = 8,6 \text{ Cycle}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid/cycle, } V_i &= \frac{V \text{ liquid, } Y}{N} = \frac{6,48}{8,6} \\ &= 0,7559 \text{ m}^3 = 755,9 \text{ L} \end{aligned}$$

• Data dimensi sentrifugal : *(Hugot, Ed. 3, Hal 764)*

Diameter	(mm)	1015	1065	1220	1370	
	(inch)	40	42	48	54	
Tinggi	(mm)	610	760	915	1065	1220
	(inch)	24	30	36	42	48

Diambil dimensi standard yang paling besar :

$$\gg \text{Diameter} = 54 \text{ inch} = 1,37 \text{ m}$$

$$\gg \text{Tinggi sentrifugal} = 42 \text{ inch} = 1,065 \text{ m}$$

(Hugot, Ed. 3, Hal 764)

$$\text{Kecepatan rotasi, } n = 1500 \text{ rpm}$$

$$\text{Area screen} = 4,6 \text{ m}^2$$

(Hugot, Ed.3, Tabel 35.9, Hal 773)

$$\text{Power terkonsumsi, } Pr = 62,5 \text{ kW}$$

(Hugot, Ed.3, Tabel 35.11, Hal 779)

Menghitung Konsumsi Power :

$$Pr = \frac{D^4 \times H \times n^2}{370} (1 + 4n)$$

Dimana : *(Hugot, Ed.3, Eq.35,39, Hal 778)*

$$D = \text{Satuan ft}$$

$$H = \text{Satuan ft}$$

$$n = \text{Kecepatan dalam ribuan (rpm)}$$

Maka, konsumsi power yang dibutuhkan :

$$Pr = \frac{403,54 \times 3,49 \times 2,25}{370} \times 7$$

$$= \frac{22156,20}{370} = 59,882 \text{ kW} = 80,30 \text{ hp}$$

6. Cooler Gliserol

Fungsi : Menurunkan suhu gliserol dari 110°C hingga 60°C

Tipe : Shell and Tube

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel

Asumsi :

Shell side

ID = 14 in

Baffle space = 5

Passes = 1

Tube side

Number and length = 76, 16'0"

OD, BWG, pitch = 3/4 in, 18 BWG, 1 in square

Passes = 2

Heat Balance

Q _{in} (kcal)		Q _{out} (kcal)	
H ₁	664639,999	H ₂	268899,0913
H ₃	131528,765	H ₄	527269,6731
Total	796168,7644	Total	796168,7644

1) Heat transfer

Q = 796168,764 kkal/jam

= 3159453,23 btu/jam

M_{cw} = 26328,5 kg/jam

= 58044 lb/jam

M_{Gliserol} = 7112,9 kg/jam

= 15681 lb/jam

2) LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
110	Higher Temp	45	65	Δt_2
60	Lower Temp	30	30	Δt_1
50	Differences	15	35	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\
 &= \frac{35}{2,3 \log (65 / 30)} \\
 &= 100,6 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD} = 100,6 \text{ } ^\circ\text{F}$

3) Caloric temperature

$$\begin{aligned}
 T_{\text{av}} &= 1/2 (T_1 + T_2) \\
 &= 85 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_{\text{av}} &= 1/2 (t_1 + t_2) \\
 &= 38 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{50}{15} = 3,3 \quad S = \frac{15}{110 - 30} = 0,1875$$

$$F_T = 0,96$$

$$\Delta t = 0,96 \times 100,6 = 96,575$$

4) Cold Fluid: Tube side, Wate Hot Fluid: Shell side, Gliserol

$$\begin{array}{l|l}
 a'_t = 0,334 \text{ in}^2 & a_s = \text{ID} \times \text{C'B}/144P_T \\
 a'_t = N_t \cdot a_t / 144n & = 14 \times 0,25 / 144,1 \\
 = 64 \times 0,334 / 144 \times 2 & = 0,02431 \text{ ft}^2 \\
 = 0,2969 \text{ ft}^2 &
 \end{array}$$

$$\begin{array}{l|l}
 5') G_t = \omega / a_t & G_s = \omega / a_s \\
 = \frac{26328,5 \text{ kg}}{0,2969 \times 0,4536} & = \frac{7112,876 \text{ kg}}{0,0243 \times 0,4536}
 \end{array}$$

$= 195498,250 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$	$= 645158,822 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$
<p>6') Pada saat $T_t = 38^\circ\text{F}$</p> $\mu = 1,6027 \times 2,42$ $= 3,878534 \text{ lb/ft.hr}$ $D_e = \frac{0,652}{12}$ $= 0,05433 \text{ ft}$ $R_{et} = \frac{D_e \cdot G_t}{\mu}$ $= \frac{0,054 \times 195498}{3,87853}$ $= 2738,682$	<p>Pada saat, $T_s = 85^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,6020 \times 2,42$ $= 1,45684 \text{ lb/ft.hr}$ $D_e = \frac{0,95}{12}$ $= 0,0792 \text{ ft}$ $R_{es} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$ $= \frac{0,079 \times 645159}{1,45684}$ $= 35058,808$
<p>7') $j_H = 113$</p>	<p>$j_H = 110$ ($L/D = 202,105$)</p>
<p>8') Pada saat $T_t = 38^\circ\text{F}$</p> $c = 1,006 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.}^\circ\text{F}}$ $k = 0,9 \times 0,37$ $= 0,3 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$ $(c \cdot \mu/k)^{1/3} = (1,006 \times 3,879/0,333)^{1/3}$ $= 3,906$	<p>Pada saat $T_a = 85^\circ\text{F}$</p> $c = 0,88 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.}^\circ\text{F}}$ $k = 0,9 \times 0,37$ $= 0,3 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$ $(c \cdot \mu/k)^{1/3} = (0,9 \times 1,5)^{1/3}$ $= 1,567$
<p>9') $h_{io} = \frac{j_H \cdot k \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3}}{D} \times \phi_t$</p> $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{113 \times 0,333 \times 3,906}{0,0543}$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = 2704,9 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$	<p>$h_o = \frac{j_H \cdot k \cdot (c \cdot \mu/k)^{1/3}}{D} \times \phi_t$</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{1130 \times 0,333 \times 1,567}{0,079167}$ $\frac{h_o}{\phi_s} = 725,178 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$

Tube wall temperature

$$\begin{aligned}
 t_w &= \frac{t_a + h_o / \phi_s \cdot (T_a - t_a)}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_s} \\
 &= 38 + \frac{725.178 \times (85 - 38)}{2704.93 + 725.18} \\
 &= 47.937 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Pada $t_w = 47.937 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 1.353 \times 2.42 \\
 &= 3.27 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \phi_t &= (\mu / \mu_w)^{0.14} \\
 &= (3.9 / 3.27)^{0.14} \\
 &= 1.024
 \end{aligned}$$

Corrected coefficient,

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_{io}}{\phi_s} \\
 &= 2704.932 \times 1.024 \\
 &= 2769.951 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

Clean overall coefficient U_c :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{2769.951 \times 683.373}{2769.951 + 683.373} \\
 &= 548.141 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

Pada $t_w = 47.937 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.92 \times 2.42 \\
 &= 2.23 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \phi_s &= (\mu / \mu_w)^{0.14} \\
 &= (1.5 / 2.2)^{0.14} \\
 &= 0.942
 \end{aligned}$$

Corrected coefficient,

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{h_o}{\phi_s} \\
 &= 725.18 \times 0.942 \\
 &= 683.37 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

Design overall coefficient Ud:

$$a'' = 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin.ft}}$$

$$\text{Total surface, A} = 76 \times 16'0'' \times 0.1963$$

$$= 238,701 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Ud} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta \tau} = \frac{3159453,227}{24013,085} \times \frac{1}{0,252} \\ &= 522,111717 \end{aligned}$$

Dirt Factor Rd:

$$\begin{aligned} \text{Rd} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{548,14 - 522,11}{548,14 \times 522,11} \\ &= 0,0001 \end{aligned}$$

Pressure Drop

Shell Side	Tube Side
Untuk $Re_s = 35058.808$,	Untuk $Re_t = 2738.682$,
$f = 0.0018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$f = 0.0002$
No. of crosses, $N+1 = 12.L/B$	$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_s}$
$= \frac{12 \times 16}{5}$	$= \frac{0.0002 \times 195498.25^2 \times 16 \times 2}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0,05433.1,02 \times 1,02}$
$= 38$	$= 0,0826 \text{ psi}$
$D_s = \frac{14}{12} = 1,1667 \text{ ft}$	$G_t = 195498 \frac{V^2}{2g'} = 0.0052$
$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$	$\Delta P_r = \frac{4n \times V^2}{s \cdot 2g'}$
$= \frac{0,0018 \times 645158,8^2 \times 1,17 \times 96}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,079.1,0386.0,94}$	$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0.0052$
$= 8,212 \text{ psi}$	

Allowable $\Delta P_s = 10$ psi	= 0,042 psi
	$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$
	= 0,0826 + 0,042
	= 0,124 psi
	Allowable $\Delta P_T = 10$ psi

7. Tangki Penampung NaOH

Fungsi : Menampung dan mengatur rate NaOH yang akan masuk ke tangki larutan NaOH

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas standart dishead dan tutup bawah berbentuk konis

Dasar perancangan :

Bahan konstruksi: Carbon Steel SA 283 Grade C

Perhitungan kapasitas tangki:

$$\text{Kapasitas tangki} = 10,3802 \text{ kg/jam}$$

$$= 22,884 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ NaOH} = 1088,8 \text{ kg/m}^3$$

$$= 67,97 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kec.Volumetrik} = \frac{\text{kapasitas}}{\text{densitas}} = \frac{22,8842 \text{ lb/jam}}{67,97 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,33667 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Asumsi : waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{volume bahar} = 80\% \text{ volume tangki}$$

$$\text{Volume bahan} = \text{Rate Volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,3367 \times 1$$

$$= 0,3367 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volum bahan}}{80\%} = 0,42084 \text{ ft}^3$$

Menentukan dimensi tangki

Asumsi dimensi ratio : $H/D = 2$ (ulrich : tabel 4-27)

Tutup bawah berbentuk konis dengan sudut $= 90^\circ$

$$\text{volume silinder} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad (\text{kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 2 D$$

$$= 1,57 D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 D^3 \quad (\text{kusnarjo, hal 7})$$

$$\text{volume konis} = \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan (0.5 \times 90^\circ)}$$

$$= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 45^\circ}$$

$$= \frac{3,14 \times D^3}{24}$$

$$= 0,131 D^3 \quad \alpha$$

$$\begin{aligned} \text{volume total} &= \text{vol.silinder} + \text{vol dish} + \text{vol konis} \\ 0,34 &= 1,57 D^3 + 0,085 D^3 + 0,1 D^3 \end{aligned}$$

$$0,34 = 1,786 D^3$$

$$D^3 = 0,189$$

$$D = 0,574$$

$$D = 0,574 \text{ ft} = 6,888 \text{ in}$$

$$H = 1,148 \text{ ft} = 13,776 \text{ in} \quad (\text{kusnarjo, hal 7})$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana : t_{\min} = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

r_i = jari-jari tangki; in ($1/2D$)

C = faktor korosi; in (digunakan $1/8$ in)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; $E = 0.8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi
(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = 0,54 \text{ psi}$$

$P_{\text{design}} = 10\%$ lebih besar dari P_{total} untuk faktor keamanan.

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{Hidro}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 15,30 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = 1/2D$$

$$r = 1/2 \times 6,888 = 3,44 \text{ in}$$

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C$$

$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{15.30 \times 3.44}{(12650 \times 0.8) - (0.6 \times 15.30)} + 0,125 \\ &= 0,13 \text{ in} \quad (\text{dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 7,39 \text{ in} \\ &= 187,655 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dimasukkan faktor korosi, diperoleh tebal sesungguhnya yang dibutuhkan:

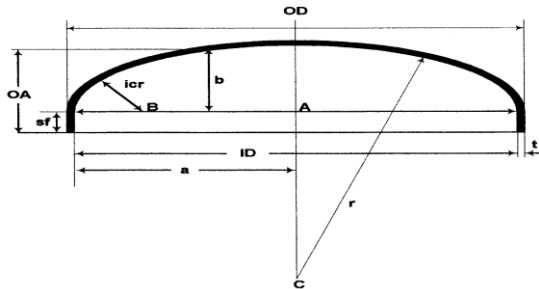
$$= 187,655 + 0,125$$

$$= 187,78 \text{ mm}$$

Tabel standar yang dipakai adalah 200 mm = 7,874 in

Menentukan tebal Head dan Dishead

Bentuk head = Standard dished (torispherical dished head)



Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0.855 P r}{f E - 0.1 P} + C$$

$$\begin{aligned} \text{Dari tabel 5.7 Brownell-Young : } icr &= 7/16 \\ r &= 7 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0.855 \times 15.30 \times 7}{(12650 \times 0.8) - (0.1 \times 15.30)} + 0,125$$

$$th = 0,134 \text{ in (dipakai tebal standar } 1/4 \text{ in)}$$

$$OD = 8 \text{ in} = 0,7 \text{ ft}$$

$$ID \text{ tutup} = OD \text{ tangki} - 2th$$

$$= 7,374 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 3,687 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$\begin{aligned}
 &= 6 \frac{9}{16} \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 3,25 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 5,7015 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 1,2985 \text{ in} \\
 OA &= th + b + sf \\
 &= 3,05 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tangki} &= H + 2OA \\
 &= 13,78 + 2 \times 3,05 \\
 &= 19,87 \text{ in} \\
 \text{Dipakai tebal head} &= 1/4 \text{ in (tabel 5.7 Brownell-Young)} \\
 \frac{icr}{OD} &= \frac{7/16}{8} = 0,0556 = 5,56\%
 \end{aligned}$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 5.56%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head :

$$\begin{aligned}
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 \text{dimana : } V &= \text{volume, ft}^3 \\
 Di &= \text{diameter, in} \\
 V &= 0.000049 \times (Di)^3 \\
 &= 0,016 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,0049 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah

Bentuk tutup bawah berupa conical dengan $\alpha = 90^\circ$

$$\begin{aligned}
 \text{tkronis} &= \frac{P \times D}{2 \cos 1/2 \alpha (f.E - 0.6 P)} + C \\
 &= \frac{15,30 \times 6,888}{2 \cos 45 (12650 \times 0.8) - (0.6 \times 15.30)} + 0,125 \\
 &= \frac{105,36}{14159} + 0,125 \\
 &= 0,0074 + 0,125 \\
 &= 0,1324 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	:	Menampung dan mengatur rate NaOH yang akan masuk ke tangki larutan NaOH
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas standart dishead dan tutup bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas tangki	:	10,3802 kg/jam
Kondisi operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30°C
Ukuran	:	<div> -Diameter (D) : 6,888 in </div> <div> -Tinggi tangki (H) : 19,873 in </div> <div> -Tebal tangki : 7,874 in </div> <div> -Tebal head : 0,25 in </div> <div> -Tebal dishead : 0,132441 in </div>

8. Evaporator

Fungsi : Memekatkan produk gliserol sampai dengan kemurnian 88% dengan menguapkan airnya
Tipe : Standard Vertical Tube Evaporator

Evaporator effect 1 :

$$\begin{aligned} Q &= 2039692 \text{ W} \\ &= 6959717,99 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= 70,012 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 158,02 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$UD = 600 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \text{ (Geankoplis, Table 8.3-1)}$$

$$A = 11,653 \text{ m}^2$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum

$$= 300 \text{ m}^2 \text{ (Ulrich, Tabel 4-7)}$$

Kondisi tube calandria berdasarkan Badger, hal 176 :

$$\text{Ukuran Tube} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Panjang Tube} = 13 \text{ ft}$$

Dipilih : Pipa standard ukuran 4 in IPS schedule 40

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft}$$

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft}$$

$$a't = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0881 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{\frac{a't \times L}{11,65}} \\ &= \frac{11,65}{0,088 \times 13} \\ &= 10 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a't$$

$$= 10 \times 0,08814$$

$$= 0,8964 \text{ ft}$$

Diameter Evaporation

$$D_{\text{evap}} = (4 \times (A/\pi))^{1/2}$$

$$= 1,0686 \text{ ft}$$

$$= 0,089 \text{ m}$$

Tinggi evaporator berdasarkan dimension ratio

$$\text{asumsi } H/D = 2$$

$$H = 2,1 \text{ ft}$$

Menentukan tebal minimal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan: t_{\min} = tebal shell minimum (in)

P = tekanan tangki (psi)

r_i = jari-jari tangki (in)

C = faktor korosi (in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 1$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan larutan (Ph)} &= H_s \times 9,8 \text{ kg/m}^2 \times \rho \\ &= 6305,06 \text{ Pa} \\ &= 0,914 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= 14,7 + 0,914 \\ &= 15,60 \text{ psi} \end{aligned}$$

$P_{\text{design}} = 10\%$ lebih besar dari P_{operasi} untuk faktor keamanan

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times 15,60$$

$$\begin{aligned}
 R &= 17,16 \text{ psi} \\
 &= 1/2 D \\
 &= 0,53 \text{ ft} = 6,41167 \text{ in} \\
 t_{\min} &= \frac{17,16 \times 6,4117}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,16} + 0,125 \\
 &= 0,1323 \text{ (digunakan } t = 1/4 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\
 &= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowance}} &= 18750 \text{ psi} \\
 t_{\text{conical}} &= \frac{17,16 \times 12,823}{2 \times \cos 30^\circ (18750 \times 1 - 0,6 \times 17)} + 0,125 \\
 &= 0,17259821 \text{ (digunakan } t = 1/4 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi efek 1

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Evaporator} &= 1,1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi Shell} &= 2,1 \text{ ft} \\
 \text{Tebal Shell} &= 1/4 \text{ in} \\
 \text{Tebal Tutup} &= 1/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tube Calandria

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran} &= 4 \text{ in sch. standard 40 IPS} \\
 \text{OD} &= 0,375 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 0,335 \text{ ft} \\
 \text{Panjang Tube} &= 13 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah Tube} &= 10 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-203 Grade C (2^{1/2} Ni)
 Jumlah Evaporator = 2 buah

Evaporator effect 2 :

$$Q = 1682653 \text{ W}$$

$$= 5741450,36 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T = 76,1 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 168,98 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$UD = 400 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \text{ (Geankoplis, Table 8.3-1)}$$

$$A = 9,6135 \text{ m}^2$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum

$$= 300 \text{ m}^2 \text{ (Ulrich, Tabel 4-7)}$$

Kondisi tube calandria berdasarkan Badger, hal 176 :

$$\text{Ukuran Tube} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Panjang Tube} = 12 \text{ ft}$$

Dipilih : Pipa standard ukuran 4 in IPS schedule 40

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft}$$

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft}$$

$$a't = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0881 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{9,61}{0,088 \times 12} \\ &= 9 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} A &= Nt \times a't \\ &= 9 \times 0,08814 \end{aligned}$$

$$= 0,8011 \text{ ft}$$

Diameter Evaporation

$$D_{\text{evap}} = (4 \times (A/\pi))^{1/2}$$

$$= 1,0102 \text{ ft}$$

$$= 0,0842 \text{ m}$$

Tinggi evaporator berdasarkan dimension ratio

$$\text{asumsi } H/D = 2$$

$$H = 2 \text{ ft}$$

Menentukan tebal minimal shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan: t_{\min} = tebal shell minimum (in)

P = tekanan tangki (psi)

r_i = jari-jari tangki (in)

C = faktor korosi (in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 1$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan larutan (Ph)} &= H_s \times 9,8 \text{ kg/m}^2 \times \rho \\ &= 5960,5350 \text{ Pa} \\ &= 0,865 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= 14,7 + 0,865 \\ &= 15,55 \text{ psi} \end{aligned}$$

$P_{\text{design}} = 10\%$ lebih besar dari P_{operasi} untuk faktor keamanan

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times 15,55 \\ &= 17,11 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= 1/2 D \\
 &= 0,51 \text{ ft} = 6,06131 \text{ in} \\
 t_{\min} &= \frac{17,11 \times 6,0613}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,11} + 0,125 \\
 &= 0,1319 \text{ (digunakan } t = 1/4 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\
 &= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowance}} &= 18750 \text{ psi} \\
 t_{\text{conical}} &= \frac{17,11 \times 12,123}{2 \times \cos 30^\circ (18750 \times 1 - 0,6 \times 17)} + 0,125 \\
 &= 0,1698531 \text{ (digunakan } t = 1/4 \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi efek 2

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Evaporator} &= 0,1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi Shell} &= 2 \text{ ft} \\
 \text{Tebal Shell} &= 1/4 \text{ in} \\
 \text{Tebal Tutup} &= 1/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tube Calandria

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran} &= 4 \text{ in sch. standard 40 IPS} \\
 \text{OD} &= 0,335 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 0,088 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang Tube	=	12	ft
Jumlah Tube	=	9	buah
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-203 Grade C (2 ^{1/2} Ni)	
Jumlah Evaporator	=	2	buah

9. Tangki Netralisasi

Fungsi	:	Menetralkan komponen asam lemak dalam produk gliserol dengan bantuan NaOH	
Jenis	:	Reaktor berpengaduk dengan tutup dan alas torrisperical	
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-285, Grade B	
Jumlah	:	1 unit	
Kondisi operasi	:		
Tekanan	=	1	atm
Temperatur	=	75	°C

Perhitungan ρ campuran, feed masuk dari tangki penampung larutan NaOH

Bahan Masuk

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat
NaOH	10,3802	0,0377
Air	119,37174	0,9623
Total	129,75194	1

Komponen	F (kg/jam)	xi	ρ (kg/m ³)	ρ campuran (kg/m ³)	μ (cP)	Ln $\mu \cdot xi$
NaOH	10,3802	0,0377	1061,8	39,98	0,632	-0,0173
H ₂ O	119,372	0,9623	977,81	940,99	0,4061	-0,8672
Total	129,752	1		980,97		-0,8845

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 980,97 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 61,24 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ campuran} &= -0,885 \text{ cP} \\
 &= 0,4129 \text{ cP} \\
 &= 0,00041 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Perhitungan ρ campuran, feed masuk dari dekanter
Bahan Masuk

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat
Gliserol	1088,69024	0,0411
Air	4920,16391	0,9497
Asam lemak	693,169201	0,0089
Trigliserida	7,0200481	0,00003
Non Gliserida	24,8573535	0,0002
Total	6733,90075	1

Komponen	F (kg/jam)	xi	ρ (kg/m ³)	ρ campuran (kg/m ³)	μ (cP)	Ln $\mu \cdot xi$
Gliserol	1088,7	0,0411	1182,5	48,62	0,6	-0,0207
H ₂ O	4920,2	0,9497	977,81	928,64	0,4	-0,8558
Asam lemak	693,17	0,0089	866,3	7,74	20,5	0,0270
Trigliserida	7,02	0,00003	866,3	0,02	20,5	0,0001
Non gliserida	24,86	0,0002	950	0,20	7,3	0,0004
Total	6733,9	1		985,22		-0,8490

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 985,22 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 61,51 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ campuran} &= -0,849 \text{ cP} \\
 &= 0,4278 \text{ cP} \\
 &= 0,00043 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran total}} &= \rho_{\text{campuran}} (\text{feed dari tangki larutan NaOH}) + \\
 &\quad \rho_{\text{campuran}} (\text{feed masuk dari dekanter}) \\
 &= 980,97 + 985,22 \\
 &= 1966,19 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 122,75 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu_{\text{campuran total}} &= \mu_{\text{campuran}} (\text{feed masuk dari tangki larutan NaOH}) + \\
 &\quad \mu_{\text{campuran}} (\text{feed masuk dari dekanter}) \\
 &= 0,00041 + 0,00043 \\
 &= 0,00084 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,00056 \text{ lb}_m/\text{ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate mass} &= 6863,65269 \text{ kg/jam} \\
 &= 15131,6087 \text{ lb/jam} \\
 \text{Asumsi :} \quad \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Volume Larutan} &= 80 \%
 \end{aligned}$$

1 Volume Reaktor

- Rate volumetrik

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{6863,6527 \text{ kg/jam}}{1966,19 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 3,4908 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Volume larutan

$$\begin{aligned}
 V &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 3,4908 \times 1 \\
 &= 3,4908 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Volume tangki reaktor

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\text{Volume larutan}}{80\%} \\
 &= \frac{3,4908}{80\%} = 4,3635 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi perbandingan tinggi dengan diameter tangki ($D : H_s$) = 4 : 3

Volume silinder tangki (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 H_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 \frac{3}{4} D = \frac{3}{16} \pi D_i^3$$

$$\text{Asumsi tinggi head } (H_h) = \frac{1}{6} D$$

Volume alas tutup tangki (V_h)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} D_i^2 H_h = \frac{\pi}{4} D_i^2 \left(\frac{1}{6} D_i \right) \\ &= \frac{\pi}{24} D_i^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_s + V_h$$

$$4,36354 = \frac{3\pi}{16} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3$$

$$4,36354 = \frac{11}{48} \pi D_i^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 1,82 \text{ m} = 71,79 \text{ in} \\ &= 59,82546 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_s &= \frac{3}{4} D_i \\ &= \frac{3}{4} 1,82 \\ &= 1,3677 \text{ m} \\ &= 53,845 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_h &= \frac{1}{6} D_i \\ &= \frac{1}{6} 1,82 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,3039 \text{ m} \\
 &= 11,966 \text{ in} \\
 H_{\text{total}} &= H_s + 2 H_h \\
 &= 1,3677 + 0,6079 \\
 &= 1,9755 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2 Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Joint efficiency (E)} &= 0,8 \text{ (double-welded butt joint)} \\
 \text{Allowable stress (S)} &= 12500 \text{ psia} \\
 \text{Diameter (ID)} &= 1,82 \text{ m} = 71,79 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari} &= 35,90 \text{ in} \\
 \text{Tinggi cairan (H}_s\text{)} &= 1,3677 \text{ m} \\
 \text{Tekanan larutan (Ph)} &= H_s \times 9,8 \text{ kg/m}^2 \times \rho \\
 &= 26353,18 \text{ Pa} \\
 &= 3,822 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan operasi (Pop)} &= 3,822 \text{ psia} + 14,7 \text{ psia} \\
 &= 18,522 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 22,227 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \\
 &= \frac{(22,2266 \text{ psia}) (35,90 \text{ in})}{(12500 \text{ psia}) (0,8) - 0,6 (22,2266 \text{ psia})} + 0,09 \text{ in} \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in

3 Tebal head

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 71,793 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 72,17 \text{ in} \\
 r_c &= 72 \text{ in} \text{ (Brownell \& Young, Table 5.7)}
 \end{aligned}$$

$$t = \frac{0,885 P_r c}{f E - 0,1 P} + C$$

$$t = \frac{(0,885) (22,2266 \text{ psia}) (72 \text{ in})}{(12500 \text{ psia}) (0,8) - (0,1) (22,2266 \text{ psi})} + 0,09 \text{ in}$$

$$t = 0,23 \text{ in}$$

$$t = 1/4 \text{ in}$$

4 Perhitungan Pengaduk

Jenis pengaduk : turbin kipas daun enam

Jumlah baffle : 6 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 60 = 19,942 \text{ ft}$$

$$H/Da = 1 ; H = 20 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 20 = 4,985 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 20 = 3,988 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 \times 60 = 4,985 \text{ ft}$$

Dimana: Dt = diameter tangki
Da = Diameter impeller
H = tinggi turbin dari dasar tangki
L = panjang blade pada turbin
W = lebar blade pada turbin
J = lebar baffle

Kecepatan pengadukan, N = 2 putaran/detik

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} \\ &= \frac{122,75 \text{ lb/ft}^3 (2 \text{ rps}) (19,942 \text{ ft})^2}{0,00056 \text{ lb}_m/\text{ft.s}} \\ &= 172800872 \end{aligned}$$

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \quad (Mc\ Cabe\ et.al.,\ 1999)$$

$$K_T = 4,8 \quad (Mc\ Cabe\ et.al.,\ 1999)$$

$$P = \frac{4,8 (2\ rps)^3 (19,942\ ft)^5 (122,75\ lbm/ft^3)}{32,17\ lbm.ft/lbf.det^2 \times 550}$$

$$= 840130\ Hp$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya motor penggerak} &= 840130\ Hp / 0,8 \\ &= 1E+06\ Hp \end{aligned}$$

10. Barometric Condensor

Fungsi : Mengembunkan uap dari steam ejector

Jenis : Counter-current dry air condensor

Menghitung dimensi

Rate uap : 2.460,29 kg uap/jam

Berdasarkan tabel 40.2 pg. 858 Hugot (1986), diperoleh:

$$H = 6,30686\ ft$$

Luas penampang kondensor, $S = 1,7\ ft^2/ton\ kondensat\ per\ jam$

$$= 4,1825\ ft^2$$

$$S = \pi/4 \times D^2$$

$$D = 2,3082\ ft$$

11. Filter Press

Fungsi : Memisahkan karbon aktif dalam produk gliserol

Jenis : Plate and Frame Filter Press

Bahan : Stainless stell

Jumlah : 1

Kondisi operasi :

Temperatur = 70 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa = 1172,35721 kg/jam

lama waktu cycle (Hugot, Edisi 3, Hal 472)

$$\text{discharging and re-assembling} = \frac{3}{4} \text{ h}$$

$$\text{filtering} = 1 \frac{3}{4} \text{ h}$$

$$\text{washing} = \frac{1}{2} \text{ h}$$

$$\text{total} = \frac{\quad}{3} \text{ h} +$$

faktor kelonggaran = 20%

Cycle time = 3 jam/cycle

= 48,8482 kg/jam

= 146,545 kg/cycle

didapat data: (Hugot, Edisi 3, Hal 472)

jumlah frame = 42

tinggi frame = 1,3038 m

lebar frame = 1,3038 m

tebal frame = 35 mm = 0,035 m

filter cloth = 1m x 1m (nylon)

Daya motor = 1,5 kW = 2 Hp

perhitungan filter area (S): (Hugot, Edisi 3, Hal 4

$$S = 2 \times N \times H \times L$$

$$= 2 \times 42 \times 1,3038 \times 1,30384$$

$$= 142,8 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Filter Press :

bahan	=	<i>Carbon Steel Grade 283 Grade C</i>
jenis	=	<i>Plate and Frame Filter Press</i>
jumlah frame	=	42
tinggi frame	=	1,30384 m
lebar frame	=	1,30384 m
tebal frame	=	35 mm
jenis filter	=	<i>nylon</i>
luas area filter	=	143 m ²
tekanan	=	1 atm
suhu	=	70 oC
kapasitas	=	1172,35721 kg/jam
Daya	=	2 Hp
Faktor Kelonggaran	=	20%

12. Steam Jet Ejector

Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser.

Material : *Carbon Steel, SA 283, Grade C*

Type : *Single Stage Jet*

Jumlah : 1 Unit

Perhitungan :

Tekanan Vacuum Tangki = 15 kPa = 4,42947 inHg

Suhu vapor, Tv = 53,888 °C = 128,9984 °F

Tekanan Vapor pada 53.888°C = 15 kPa
 = 112,5 mmHg
 = 4,44083 inHg

Pounds of water vapor per pound of air = 5
 (Ludwig, Fig. 6-20A, hal 364)

Sehingga, W_v' = 5 lb uap air/ lb udara

Recommended udara kering = 24 lb/jam
(Ludwig, hal 368)

Total uap air = $W_a \times W_v'$
= 24 x 5
= 120 lb/jam

Total campuran uap ke ejector = 120 + 0,85
= 120,85 lb/jam

Pemilihan Ukuran Jet Ejector :

Kebutuhan steam = 137,96 lb steam/jam

Panjang = 2 in

Suhu steam = 200 °C = 392 °F

Tekanan steam = 1553,8 kPa

F = 0,85 (Steam Pressure Factor)

Kebutuhan steam sebenarnya (W_s) = 137,962 x 0,85
= 117,2677 lb/jam
= 52,770465 kg/jam

Spesifikasi Steam Jet Ejector :

Material = Carbon Steel SA 283 Grade C

Type = Single stage jet

Tekanan Vacuum Tangki = 4,4295 inHg

Suhu vapor, T_v = 129 °F

Tekanan Vapor pada 53.888°C = 4,44083 inHg

Total uap air = 120,0 lb/jam

Total campuran uap ke ejector = 120,85 lb/jam

Suhu steam = 392 °F

Tekanan steam = 1553,8 kPa

Kebutuhan steam, W_s = 52,77 kg/jam

Jumlah = 1 Unit

13. TANGKI DEODORISASI

Fungsi unit	=	menghilangkan bau
Jenis unit	=	<i>tray/fractional distillation</i>
Bahan Kontruksi	=	carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	=	Temperatur = 260 C
		Tekanan = 6 mmHg
		= 0,00789 atm
Direncanakan	=	Jarak tray (t) = 0,5 m
		Hole diameter (d0) = 5 mm
		Space hole (p') = 12 mm
		Weir height (hw) = 5 cm
		Pitch = triangular 3/4 in

Berdasarkan literatur, jumlah tray yang dibutuhkan pada tangki deodorisasi ini adalah sejumlah 5 tray. (Bailey, 1997)

Penentuan letak feed masuk (Metode Kirkbride)

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left[\left(\frac{xhf}{xlf} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{xlw}{xhd} \right)^2 \right]$$

(Geankoplis, 1993)

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,98868}{0,00325} \right) \frac{1132,12}{5,68903} \left(\frac{0,0080829}{0,3451942} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,31327$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 2,05715$$

$$Ne = 2,05715 Ns$$

$$N = Ne + Ns$$

$$5 = 2,05715 Ns + Ns$$

$$Ns = 1,63551$$

$$Ne = 5 - 1,6$$

$$= 3,36449 \text{ (Feed masuk pada tray ke- 2)}$$

$$\text{Laju alir massa gas (G)} = 0,00158 \text{ kg/s}$$

$$\text{Laju alir volumetrik gas (Q)} = 1,19991 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Laju alir volumetrik cairan (q)} = 0,00037 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Surface tension } (\sigma) = 0,04 \text{ N/m}$$

$$\frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{1/2} = \frac{0,00037}{1,19991} \frac{849,75}{0,00132}^{1/2} = 0,24767$$

$$\alpha = 0,0744t + 0,01173 = 0,0744 (0,5) + 0,01173 = 0,04893$$

$$\beta = 0,0304t + 0,015 = 0,0304 (0,5) + 0,015 = 0,0302$$

$$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{(q/Q)(\rho_L / \rho_v)^{0,5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$= \left[0,04893 \log \frac{1}{0,24767} + 0,0302 \right] \left(\frac{0,04}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$= 0,06876$$

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

$$= 0,06876 \left(\frac{849,75 - 0,00132}{0,00132} \right)^{0,5}$$

$$= 55,2305 \text{ m/s}$$

Asumsi 80% kecepatan flooding

$$A_n = \frac{1,19991}{0,8 \times 55,2305} = 0,02716 \text{ m}^2$$

Untuk $W = 0.7$ T dari tabel 6.1 Treybal, diketahui bahwa luas downspout sebesar 8.8 %

$$A_t = \frac{0,02716}{1 - 0,088} = 0,02978 \text{ m}^2$$

$$\text{Column Diameter (T)} = [4 (0,02978) / \pi]^{0,5} = 0,1947637 \text{ m}$$

$$\text{Weir length (W)} = 0,7 (0,19476) = 0,13633 \text{ m}$$

$$\text{Downspout Area (Ad)} = 0,088 (0,02978) = 0,00262 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Active area (Aa)} &= A_t - 2A_d = 0,02978 - 0,005241 \\ &= 0,02454 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Deodorasi

o Tinggi Kolom

$$5 \times 0,5 = 2,5 \text{ m}$$

o Tinggi tutup

$$\frac{1}{4} (0,19476) = 0,04869 \text{ m}$$

o Tinggi Total

$$2,5 + 2 \times 0,04869 = 2,59738 \text{ m}$$

o Faktor Kelonggaran = 20%

$$\text{o Tekanan operasi} = 0,00789 \text{ atm} = 0,8 \text{ kPa}$$

o Tebal Tangki

$$\S \text{ Joint Efficiency} = 80\%$$

$$\S \text{ Allowable stress} = 18.750 \text{ psia} = 129276 \text{ kPa}$$

(Brownell and Young, 1959)

Tekanan *hidrostatik* :

$$P = \rho \times g \times L \quad (\text{Brownell dan Young, 1979})$$

$$= 850 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 2,597 = 21636,2 \text{ Pa}$$

$$\text{Maka : } P_{\text{design}} = (1,2) \times 21636,2$$

$$= 25963,42903 \text{ Pa} = 25,96343 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 0,8$$

$$\text{Allowable Stress (S):} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance (CA)} = 0,125 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Umur alat (n)} = 10 \text{ tahun}$$

$$C = n \times CA$$

Tebal *Shell* Tangki :

$$T = \frac{PD}{2SE - 1,2P} \quad (\text{Brownell dan Young, 1979})$$

$$= \frac{26 \times 0,2 \times 39,37 \text{ inc/m}}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (1,2 \times 26)} + 1,3 = 1,26 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang dipilih = 1 3/4 in

Spesifikasi Tangki Deodorisasi

Fungsi	=	Menghilangkan bau yang tidak enak
Jenis	=	<i>tray/fractional distillation</i>
Bahan Kontruksi	=	<i>carbon steel SA 283 grade C</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	=	0,003 atm
Suhu	=	220 °C
Tray	=	0,5 m
Hole Diameter	=	5 mm
Space Hole	=	12 mm
Weir Height	=	5 cm
Pitch	=	<i>triangular 3/4 in</i>
Feed masuk	=	3,5
Jumlah tray	=	15
Tinggi kolom	=	7,5 m
Tinggi tutup	=	1,1 m
Tinggi total	=	9,6 m
Faktor Kelonggara	=	20%
P Design	=	96,13 kPa
Tebal Shell	=	1 3/4 in

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/K
4	cp	Heat Capacity	kkal/kg°C
5	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kkal/kmol
6	ΔH_f	Enthalpy product	kkal
7	H	Enthalpy	kkal
8	H _v	Enthalpy vapor	kkal/kg
9	H _l	Enthalpy liquid	kkal/kg
10	Q	Panas	kkal
11	ρ	Densitas	gram/cm ³
12	η	Efisiensi	%
13	μ	Viskositas	cP
14	D	Diameter	in
15	H	Tinggi	in
16	P	Tekanan	atm
17	R	Jari-jari	in
18	T _s	Tebal tangki	in
19	c	Faktor Korosi	-
20	E	Efisiensi sambungan	-
21	Th	Tebal head	in
22	ΣF	Total friksi	-
23	H _c	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	F _f	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	h _{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
26	G _c	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
27	A	Luas perpindahan panas	ft ²
28	A	Area aliran	ft ²
29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	ft ² /in ²
31	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)

32	h_{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
33	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
34	A	Luas perpindahan panas	ft ²
35	a	Area aliran	ft ²
36	B	Baffle spacing	in
37	F	Faktor friksi	ft ² /in ²
38	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)
39	k	Thermal conductivity	Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)
40	qf	Debit fluida	cuft/s
41	L	Panjang shell course	in
42	n	Jumlah course	-

DAFTAR PUSTAKA

- Bailey, A. E. 1951. *Industrial Oil and Fat*. New York: Interscolastic Publishing Inc.
- Coulson, J.M. . 2005. *Chemical Engineering Design 4th Edition*. Oxford.
- Geankoplis, C.J., 1997. *Transport Process and Unit Operation*. 4 rd ed. New York: Prentice-Hall,Inc.
- Himmelblau, D.M., 1996. *Basic Principlesand Calculation in Chemical Engineering*. New Jersey: Practise-Hall,Inc.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineerin*.Netherland: Elsevier Science Publisher.
- Kern, D.Q., 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill
- Ketaren, S., 1986. *Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan*. 1 ed. Jakarta: UI Press.
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1967. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, volume1. New York:John Wiley and Sons Inc.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3th Edition*. Oregon.
- Ludwig, Ernest E. . 1999. *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*.United States.
- McCabe, Warren L. . 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5th Edition*. United States.
- O'Brien, D. R., 2009. *Fats and Oil: Formulating and Processing for Applications*. 3rd ed. New York: CRC Press.
- Perry, Robbert.H., 1999. *Chemical Engineering Handbook*. 8th edition. New York: Mc-Graw Hill Company.
- Peters, M.S., Timmerehause. 2004. *Plant Design and Economic for Chemical Engineer*. New York: John Willey and Sons Inc.

- Perry , R. H, and Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook 7th Ed.* New York: McGraw-Hill Book Company.
- Treybal, R. E., 1980. *Mass Transfer Operation.* Singapore: McGraw-Hill.
- Ulman. 2003. *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.* 6th ed. New York: John Willey and Sons.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.* New York: John Willey and Sons Inc.

BIODATA PENULIS

PENULIS I



Penulis bernama Irma Chalidazia, dilahirkan di Sidoarjo, 13 April 1996. Penulis telah menempuh pendidikan yaitu: TK Dharmawanita Kedung Sumur, SDN Kedung Sumur III, SMPN 1 Krembung, SMAN 1 Krembung. Setelah lulus dari SMAN 1 Krembung tahun 2014, penulis mengikuti ujian masuk Diploma 3 FTI-ITS dan diterima di jurusan D3 Teknik Kimia pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314 030 052. Selama kuliah penulis sempat aktif di

beberapa pelatihan seminar, dan organisasi yang ada di ITS. Penulis mendapat amanah di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia sebagai staff Akademik dan Kesejahteraan Mahasiswa (2016-2017). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di Pabrik Gula Kremboong Sidoarjo.

Alamat email: irmachalidazia@gmail.com

PENULIS II



Penulis bernama Masita Alfiani, dilahirkan di Sidoarjo, 12 Mei 1996. Penulis telah menempuh pendidikan yaitu: TK Sunan Ampel Tanjekkagir, MI Sunan Ampel Tanjekkagir, SMPN 1 Krembung, SMAN 1 Krembung. Setelah lulus dari SMAN 1 Krembung tahun 2014, penulis mengikuti ujian masuk Diploma 3 FTI-ITS dan diterima di jurusan D3 Teknik Kimia pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314 030 064. Selama kuliah penulis sempat aktif di beberapa

pelatihan seminar, dan organisasi yang ada di ITS. Penulis mendapat amanah di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia sebagai Bendahara II (2015-2016) dan Bendahara I (2016-2017). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di Pabrik Gula Kremboong Sidoarjo.

Alamat email: masitaalfiani22@gmail.com